



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

UNIDAD AZCAPOTZALCO

DIVISIÓN DE CIENCIAS BÁSICAS E INGENIERÍA

MAESTRÍA EN CIENCIAS E INGENIERÍA AMBIENTALES

**DETERMINACIÓN DE LAS CONSTANTES CINÉTICAS PARA EL
DISEÑO DE UN REACTOR UASB USADO EN EL TRATAMIENTO
DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES DEL POBLADO DE
TLACHALOYA PRIMERA SECCIÓN, ESTADO DE MÉXICO**

Presenta:

I.Q. LIZBETH CRUZ GUERRERO

MATRICULA: 2131801013

Asesora:

Dra. Mónica Liliana Salazar Peláez

México D. F.

Julio, 2015

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo se llevó a cabo gracias al financiamiento del proyecto PROMEP: “Calidad, desarrollo de sistemas de tratamiento, recuperación y sustentabilidad de cuerpos acuáticos” de la Red de Tecnología del Agua, a la cual pertenece el cuerpo académico UAM-A-CA-84 “Química y física aplicadas al medio ambiente”

La autora también agradece al CONACyT por la beca otorgada para realizar estudios de maestría,

Al Área de Química y Fisicoquímica Ambiental del Departamento de Ciencias Básicas de CBI,

A la Coordinación de la Maestría en Ciencias e Ingeniería Ambientales

A la Dra. Icela Dagmar Barceló por todo su apoyo al proyecto y a mi persona

Y a mi asesora, la Dra. Mónica L. Salazar Peláez, por el apoyo brindado

RESUMEN

En este trabajo se determinaron las constantes cinéticas de decaimiento endógeno (K_d), producción celular (Y), saturación (K_s) y tasa máxima de crecimiento (μ_{\max}) en un reactor UASB a escala laboratorio (6L) mediante la variación de su TRH (12, 8, 6 y 4 horas).

El reactor fue inoculado con lodo anaerobio proveniente de una planta de tratamiento de una cervecera y trató agua residual de tipo municipal tomada a la entrada de la planta de tratamiento de aguas residuales ubicada en UAM-A. El reactor fue operado durante 10 meses, de los cuales los dos primeros correspondieron al periodo de aclimatación (TRH=12 horas).

Para evaluar la eficiencia y estabilidad del tratamiento anaerobio se analizaron a la entrada y salida del reactor los parámetros de pH, temperatura, potencial redox, alcalinidad, conductividad, DQO, DBO_5 y sólidos suspendidos y totales (según los métodos propuestos en el Standard Methods). Para la determinación de las constantes cinéticas se utilizaron los datos obtenidos para los parámetros de DQO soluble, DBO_5 soluble y SSV y se utilizaron ecuaciones obtenidas a partir del balance de sustrato y de microorganismos en el reactor.

El reactor se operó a una temperatura promedio de 21°C, con valores de pH a la entrada y salida superiores a 8.1 lo cual favorece a la neutralización del sistema (evita la inhibición), se observó un grado de sedimentabilidad favorable pues nunca se presentó arrastre de los flóculos, además de que los valores de SSVT siempre fueron mayores en el influente que en el efluente ($SST_{\text{influyente}} 1065.3 \text{ mg/L} - SST_{\text{efluente}} 765.5 \text{ mg/L}$), la remoción de DQO promedio estuvo por encima del 60% y para la DBO_5 de alcanzaron valores de remoción superiores al 70% con un valor promedio de 48%, así mismo el porcentaje de remoción del CO fue superior al 60%, todos estos resultados indicaron que la operación del reactor fue adecuada.

Los valores de la constante de reacción (K), del rendimiento celular (Y) y de la tasa de decaimiento endógeno (k_d) se calcularon con los datos de DQO soluble y DBO_5 soluble en el influente y el efluente del reactor UASB. Los valores obtenidos con base en los datos de DQO soluble fueron de $K = 0.005 \text{ L/g SSVd}^{-1}$, $Y = 0.0597 \text{ mg SSV/mg } DBO_5$ y $k_d = 0.04 \text{ d}^{-1}$; mientras que los valores obtenidos en base a los datos de DBO_5 soluble fueron $K = 0.008 \text{ L/g SSV d}^{-1}$, $Y = 0.0427 \text{ mg SSV/mg } DBO_5$ y $k_d = 0.02 \text{ d}^{-1}$. Aunque los valores obtenidos en esta tesis son bajos, están dentro de los intervalos que se encuentran en la literatura para microorganismos anaerobios.

Por otro lado, el Tiempo de Retención Celular (TRC) a ser considerado en el diseño del reactor UASB a escala real fue de 75.8 días. Este TRC fue obtenido utilizando las constantes cinéticas calculadas con base en la DBO_5 soluble; mientras que el Tiempo de Residencia Hidráulico considerado fue de 12 horas.

Las dimensiones obtenidas para el reactor UASB a escala real de forma cilíndrica fueron las siguientes: Volumen = 203.6 m^3 , Altura = 14.0 m, Diámetro = 4.3 m. Además, con las constantes cinéticas calculadas con base en la DBO_5 soluble y el TRC de diseño fue posible obtener los siguientes datos del reactor UASB a escala real: Concentración de SS en el efluente = 79.4 mg/L SSV, Concentración de biomasa en el lecho del lodo = 12.1 kg/m^3 SSV y Producción teórica de biogás = $11.1 \text{ m}^3/\text{d}$ con un contenido de metano del 75%.

ÍNDICE

Contenido

CAPÍTULO 1	1
Introducción.....	1
CAPÍTULO 2	5
2. ANTECEDENTES	5
CAPÍTULO 3	8
3.1 JUSTIFICACIÓN	9
3.2 HIPÓTESIS	10
3.3 OBJETIVO GENERAL	10
3.4 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	10
CAPÍTULO 4	11
Estado del arte	11
4.1 PROBLEMÁTICA DE LAS AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES	11
4.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	11
4.3 ETAPAS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	11
4.4 FACTORES QUE INFLUYEN EN LOS PROCESOS ANAEROBIOS.....	11
4.5. CINÉTICA MICROBIANA	11
4.6. REACTORES ANAEROBIOS.....	11
4.1 PROBLEMÁTICA DE LAS AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES	12
4.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	13
4.3 ETAPAS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	14
4.3.1 Primera Etapa: Hidrólisis.....	15
4.3.2 Segunda Etapa: Fermentación o Acidogénesis.....	16
4.3.3 Tercera Etapa: Acetogénesis	17
4.3.4 Cuarta Etapa: Metanogénesis.....	18
4.4 FACTORES QUE INFLUYEN EN LOS PROCESOS ANAEROBIOS.....	20
4.4.1 Temperatura	20
4.4.2 pH.....	22
4.4.3 Alcalinidad	23
4.4.4 Nutrientes	24
4.5 CINÉTICA MICROBIANA	25

4.5.1 Ecuación de Monod	25
4.5.2 Ecuación de Michaelis-Menten	26
4.5.3 Balances de masa	27
4.5.3.1. Coeficientes cinéticos	28
4.5.3.2. Balance de masa para el sustrato (S)	28
4.5.3.3. Balance de masa para microorganismos	30
4.6. REACTORES ANAEROBIOS	38
4.6.1 Reactores UASB.....	39
4.6.2 Parámetros de diseño de reactores UASB.....	44
4.6.3 Diseño del reactor UASB	48
CAPÍTULO 5	51
Metodología.....	51
5.1 CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO	52
5.2 ARRANQUE Y ESTABILIZACIÓN DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO.....	52
5.3 OPERACIÓN DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO.....	54
5.4 DISEÑO DEL REACTOR UASB PARA EL POBLADO DE TLACHALOYA	54
CAPÍTULO 6	58
Resultados	58
6.1 COMPORTAMIENTO DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO.....	59
6.2 REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA EN EL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO.....	64
6.3 CÁLCULO DE LA CONSTANTE DE REACCIÓN Y COEFICIENTES CINÉTICOS REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO	66
6.3.1 Cálculo de la constante de reacción (K) con base en la DBO5 soluble	66
6.3.2 Cálculo de la constante de reacción (K) con base en la DQO soluble.....	68
6.3.3 Cálculo del coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (Kd) con base en la DBO5 soluble.....	69
6.3.4 Cálculo del coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (Kd) con base en la DQO soluble	70
6.4 DISEÑO DEL REACTOR UASB A ESCALA REAL.....	73
CAPÍTULO 7	81
Conclusiones.....	81
CAPÍTULO 8	84
Referencias	84

CAPÍTULO 9	94
Anexo 1. Equipo utilizado para determinación de parámetros	95
Anexo 2 Datos obtenidos del monitoreo de los parámetros en el influente y en el efluente del reactor a escala laboratorio	96

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1: Reactor UASB	7
Figura 4.1 : Etapas de la digestión anaerobia	15
Figura 4.2: Reacción de homofermentación láctica.....	17
Figura 4.3: Rutas metabólicas de la metanogénesis	19
Figura 4.4 : Dependencia de la velocidad específica máxima de crecimiento con la temperatura	21
Figura 4.5 : Diagrama general del sistema.....	28
Figura 4.6: Esquema de un reactor UASB	40
Figura 5.1 : Reactor UASB.....	52
Figura 6.1: Porcentaje de remoción de DQO total.....	64
Figura 6.2: Porcentaje de remoción de DQO soluble	65
Figura 6.3: Porcentaje de remoción de DBO_5 soluble	66
Figura 6.4 : Ajuste lineal para obtener la constante de reacción (K) a partir de los datos de DBO_5 soluble	67
Figura 6.5: Ajuste lineal para obtener la constante de reacción (K) a partir de los datos de DQO soluble	69
Figura 6.6: Ajuste lineal para obtener el coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (K_d) con base en la DBO_5 soluble.....	70
Figura 6.7: Ajuste lineal para obtener el coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (K_d) con base en la DQO soluble.....	71

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 4.1: Reacciones implicadas en la degradación anaerobia de la materia orgánica	21
Tabla 4.2: Estimación de la alcalinidad mínima requerida (expresada como CaCO_3) para mantener el pH en 7.0 como una función de la temperatura y el porcentaje de CO_2 en el biogás (Metcalf & Eddy, 2003)	24
Tabla 6.1: Resultados obtenidos en el influente del reactor UASB durante el experimento	59
Tabla 6.2: Resultados obtenidos en el efluente del reactor UASB durante el experimento	60
Tabla 6.3: Datos empleados para calcular la constante de reacción K con base en los resultados obtenidos para DBO_5 soluble	67
Tabla 6.4: Datos empleados para calcular la constante de reacción K con base en los resultados obtenidos para DQO soluble	68
Tabla 6.5: Datos empleados para calcular la constante de reacción K con base en los resultados obtenidos para DBO_5 soluble	68
Tabla 6.6: Datos empleados para calcular coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (K_d) con base en la DQO soluble	71
Tabla 6.7: Datos empleados para calcular el tiempo de residencia celular (θ_c) con base en las constantes obtenidas a partir de la DBO_5 soluble	73
Tabla 6.8: Resultados del muestreo del mes de diciembre de 2014 en la tubería de alcantarillado que conduce las aguas residuales del poblado de Tlachaloya 1 ^{ra} sección a la Presa José Antonio Alzate	73
Tabla 6.9: Porcentajes de remoción de DQO total en el reactor a escala laboratorio ..	75
Tabla 6.10: Resultados de la prueba t para medias de dos muestras emparejadas efectuada en los datos de porcentaje de remoción de DQO total obtenidos para los TRH de 6 y de 12 horas	75
Tabla 6.11: Resultados de la prueba t para medias de dos muestras emparejadas efectuada en los datos de porcentaje de remoción de DQO total obtenidos para los TRH de 8 y de 12 horas	76

LISTA DE ANEXOS

ANEXO 1. Equipo usado

ANEXO 2. Datos obtenidos del monitoreo de los parámetros, en el influente y en el reactor a escala laboratorio.

ANEXO 3. Plano del reactor UASB a escala real

LISTA DE ABREVIATURAS

A.A: Absorción Atómica

ABR: Reactor anaerobio con deflectores

ACP: Reactor de contacto

AGV: Ácidos Grasos Volátiles

AF: Filtros anaerobios

CSTR: Reactor de mezcla completa

DBO: Demanda Bioquímica de Oxígeno

DBO₅: Demanda Bioquímica de Oxígeno consumido en 5 días

DQO: Demanda Química de Oxígeno

PTAR: Planta de Tratamiento de Aguas Residuales

RAFA: Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

SS: Sólidos Suspendidos

SST: Sólidos Suspendidos Totales

SSV: Sólidos Suspendidos Volátiles

ST: Sólidos Totales

SVT: Sólidos Volátiles Totales

TRC: Tiempo de Residencia Celular

TRH: Tiempo de Retención Hidráulico

UASB: Up-flow Anaerobic Sludge Blanket

CAPÍTULO 1

Introducción

1 INTRODUCCION

El problema de escasez de agua en México se ha agudizado en los últimos años, como consecuencia de la mala planeación del uso de suelos en las cuencas, su distribución desigual en el territorio, la sobreexplotación y el creciente deterioro de su calidad. Además, la disponibilidad natural del agua en el país presenta marcados contrastes ocasionados por la intensidad y frecuencia variable con que se presentan las lluvias durante el año. (CONAGUA, 2012)

A estas condiciones se suma el hecho de que la mayor parte de la población y de la actividad económica del país se concentra en las regiones centro y norte, en donde el agua es más escasa (FEA, 2006). Por estas razones es urgente atender el problema del agua en el país, de tal manera que se consiga una mejor gestión de este vital recurso, en donde se contemple, entre otras acciones, el aumento de la cobertura de los sistemas de tratamiento de aguas residuales con la finalidad de reusarlas.

Las residuales tratadas se han venido empleado para riego ya que en su composición se encuentran nutrientes como el nitrógeno, el azufre y el fósforo, los cuales son fundamentales para el desarrollo y crecimiento de los cultivos; sin embargo, la presencia de materia orgánica y agentes patógenos representa un riesgo tanto para quien cultiva como para quien consume estos cultivos (FEA, 2006).

El tratamiento de las aguas residuales (municipales) tiene por objetivo remover los contaminantes presentes con el fin de hacerlas aptas para otros usos o bien para evitar daños al ambiente. Según la Comisión Nacional del Agua, en el año 2012 el porcentaje de agua tratada en México era sólo del 36.1% del agua captada en las redes de alcantarillado (CONAGUA, 2012).

Existen diversos tratamientos para las aguas residuales, siendo el tratamiento biológico un buen medio para llevar a cabo la degradación de la materia orgánica presente. Dentro de los procesos biológicos existentes, se encuentran los de tipo anaerobio, que durante las últimas décadas han sido ampliamente

investigados, debido a las ventajas que exhiben sobre los tratamientos aerobios: menores requerimientos de espacio y energía lo cual conlleva a que los costos de operación sean menores, menos producción de lodos, manejo de mayores cargas orgánicas, producción de metano y mayor robustez (Rittmann y McCarty, 2001).

El tratamiento anaerobio se lleva a cabo en ausencia de oxígeno y un gran número de microorganismos de diversas especies trabajan en serie, degradando la materia orgánica mediante sucesivas etapas (Combs 1992).

Aunque la digestión anaerobia ocurre de manera natural, se puede llevar a cabo dentro de un tanque o reactor diseñado especialmente para soportar este tipo de procesos, como por ejemplo el Reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, por sus siglas en inglés) dentro del cual la mayoría de los contaminantes quedan retenidos en la parte inferior del reactor, reduciendo hasta en un 70% la carga orgánica del influente, debido a estos resultados fue introducido para mejorar el tratamiento anaerobio de aguas residuales de la agroindustria, donde fue probada su confiabilidad (Pette y Versprille 1981).

Actualmente, el reactor UASB es ampliamente usado para el tratamiento de varios tipos de aguas residuales tales como las provenientes de industrias químicas, petroquímicas, farmacéuticas, alimenticias, cerveceras, etc., (Hulshoff Pol y Lettinga, 2004; Lettinga y Hulshoff Pol, 1991; Kato *et al.* 1994a; Hulshoff Pol *et al.*, 1997). Los buenos resultados obtenidos, motivaron a los ingenieros ambientales a aplicar los reactores UASB para el tratamiento de aguas residuales municipales con resultados alentadores (Kalogo y Verstraete, 1999).

Considerando que los reactores UASB soportan altas cargas orgánicas, se hace factible que el tratamiento de las aguas residuales procedentes de un municipio de la cuenca Lerma, sea por este medio, ya que dicha cuenca recibe deshechos provenientes de la actividad agrícola, doméstica y en algunas ocasiones industrial, lo cual la hace propicia a altas cargas de materia orgánica. .

Teniendo en cuenta lo expuesto anteriormente, el objetivo del presente proyecto fue determinar las constantes cinéticas y parámetros de diseño de un reactor anaerobio tipo UASB que se usara para el tratamiento de aguas municipales.

CAPÍTULO 2

Antecedentes

2 ANTECEDENTES

Debido a un incremento acelerado de la contaminación en el agua, se ha generado la necesidad de buscar tratamientos no solo eficientes sino prácticos y económicos. Inicialmente la digestión anaeróbica se utilizó para estabilizar residuos líquidos domésticos a través de tanques sépticos y en la mineralización de los lodos provenientes de la depuración de aguas residuales municipales utilizando digestores de lodos (Van Haandel y Lettinga, 1994). El tratamiento de aguas residuales municipales a través de tecnologías anaerobias ha sido ampliamente investigado debido a las ventajas que este tipo de tratamiento exhibe sobre los tratamientos aerobios; menores requerimientos de espacio y energía, menor producción de lodos, manejo de mayores cargas orgánicas, producción de energía en forma de metano y mayor robustez (Rittmann y McCarty, 2001), lo que los hace ideales para el tratamiento de las descargas residuales en las zonas rurales con giros agropecuarios, como es el caso del poblado de Tlachaloya perteneciente al municipio de Toluca.

Según Van Haandel y Lettinga (1994), la digestión anaerobia ocurre en cuatro etapas diferentes: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. En la hidrólisis el material orgánico particulado es convertido en compuestos disueltos de menor peso molecular a través de exo-enzimas que son excretadas por las bacterias fermentativas. En la acidogénesis los compuestos generados por la hidrólisis son absorbidos en las células fermentativas y excretados como sustancias orgánicas simples como ácidos grasos volátiles (AGV), alcoholes, ácido láctico y compuestos minerales como CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S , etc. En la acetogénesis los productos de la acidogénesis son convertidos en compuestos que forman los sustratos para la producción de metano: acetato, hidrógeno y dióxido de carbono, finalmente en la metanogénesis se produce metano por las arqueobacterias metanogénas acetotróficas a partir de la reducción del ácido acético o por las arqueobacterias metanogénas hidrogenofílicas por la reducción del CO_2 .

La digestión anaerobia se puede llevar a cabo de manera natural o bien dentro de reactores especiales por ejemplo el reactor de Lecho Anaerobio de Flujo Ascendente (UASB, Upflow Anaerobic Sludge Blanket, por sus siglas en inglés) los cuales han sido extensivamente utilizados en países en vías de desarrollo, como Colombia, México y Brasil dado su bajo costo de inversión inicial y operación sencilla una vez estabilizado (Salazar, 2007).

El reactor UASB consta de tres secciones (Figura 2.1): el lecho de lodo, la manta de lodo y el separador trifásico. La zona del lecho de lodo está localizada en la parte más baja del reactor y consiste en un lecho microbiano en el cual ocurren los procesos de conversión de la materia orgánica afluyente. El CH_4 y CO_2 son normalmente los gases dominantes en el biogás producido. Después, el biogás pasa a través de la manta de lodos, menos densa que el lecho de lodo, pero activa. Esta manta está localizada en la parte media del reactor, se desarrolla después de un cierto periodo y es retenida por su propia masa y levantada por las burbujas de biogás. El biogás producido y el lodo flotante son separados del efluente líquido por un separador trifásico instalado en la parte superior del reactor (Singh *et al.*, 1998). Elementos críticos en el diseño del reactor UASB incluyen el sistema de distribución del afluyente, el separador trifásico y el diseño del sistema de recolección del efluente (Metcalf y Eddy, 2003).

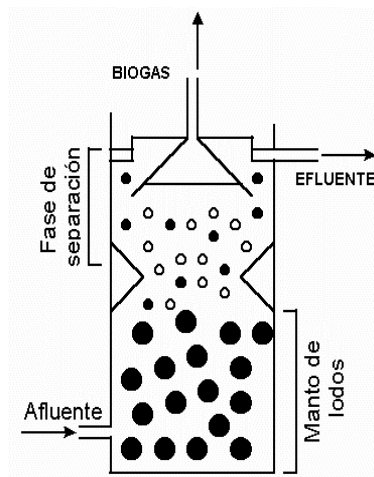


Figura 2.1 Reactor UASB

CAPÍTULO 3

Justificación, Hipótesis y Objetivos

3.1 JUSTIFICACIÓN

3.2 HIPÓTESIS

3.3 OBJETIVO GENERAL

3.4 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

3.1 JUSTIFICACIÓN

Actualmente, debido a los daños causados en los ecosistemas acuáticos por las descargas indiscriminadas de aguas residuales no tratadas, es necesario restaurar la calidad de la misma. Hoy en día se investigan nuevas formas de tratar el agua, a través de procesos prácticos y económicos.

Los tratamientos biológicos son de gran utilidad, por su capacidad de biodegradar los compuestos contaminantes a productos sencillos. Dentro de ellos, el tratamiento anaerobio ha demostrado ser el más ventajoso (Bermúdez *et al.*, 2002). Actualmente se contempla la posibilidad de llevar este tipo de tecnología hacia el tratamiento de las descargas residuales en las zonas rurales de la Cuenca Alta del Río Lerma.

El río Lerma por ser un cuerpo de agua receptor de una gran cantidad de descargas contaminantes procedentes de las industrias cercanas y de los poblados por los que atraviesa, es considerado como uno de los más contaminados en el país. Desde su nacimiento, hasta la presa José Antonio Alzate, recibe altas cargas de toda clase de contaminantes, además de las aportaciones pluviales que conducen fertilizantes, herbicidas, y demás compuestos químicos, derivados de los suelos agrícolas ubicados en los alrededores del río (Barceló *et al.*, 1999).

El reactor UASB es considerado una opción viable para el tratamiento de las descargas residuales en las zonas rurales de Tlachaloya con lo que se ofrecerá una tecnología barata, de fácil operación, construcción y la cual ha demostrado ser eficiente en la remoción de materia orgánica en muchos países de Latinoamérica así como en algunas empresas mexicanas, principalmente cerveceras.

3.2 HIPÓTESIS

Es posible realizar el diseño de un reactor UASB para el poblado de Tlachaloya, 1^{ra} sección, a partir de los parámetros cinéticos obtenidos en un reactor a escala laboratorio alimentado con agua residual de tipo municipal

3.3 OBJETIVO GENERAL

Determinar los parámetros adecuados para el diseño de un sistema de tratamiento constituido por un reactor UASB que se usará como primera etapa para el tratamiento de aguas residuales municipales del poblado de Tlachaloya 1^{ra} sección, Municipio de Toluca, Estado de México.

3.4 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Caracterizar el agua residual de origen municipal procedente de la población de Tlachaloya, perteneciente al Municipio de Toluca, a través de parámetros físico-químicos y químicos comúnmente utilizados.
2. Obtener las constantes cinéticas para predecir el desempeño y eficiencia en la remoción de materia orgánica en el reactor.
3. Determinar el Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) y Tiempo de Retención Celular (TRC) a ser considerados en el diseño del reactor UASB.
4. Diseñar el reactor UASB a escala real para ser instalado en el poblado de Tlachaloya 1^{ra} sección, en función de los objetivos anteriores, generando la memoria de cálculo y los planos correspondientes.

CAPÍTULO 4

Estado del arte

4.1 PROBLEMÁTICA DE LAS AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES

4.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA

4.3 ETAPAS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

4.4 FACTORES QUE INFLUYEN EN LOS PROCESOS ANAEROBIOS

4.5. CINÉTICA MICROBIANA

4.6. REACTORES ANAEROBIOS

4.1 PROBLEMÁTICA DE LAS AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES

De acuerdo a un estudio realizado por la FAO (1998) referente a las alteraciones de sistemas hidrológicos, muchas de las cuencas fluviales han estado sometidas a notables cambios de origen humano. Dichos cambios generados por las descargas indiscriminadas de aguas residuales, traen como consecuencia una serie de alteraciones sobre los ecosistemas de destino, que genera graves consecuencias sobre la vida acuática y la estética del ecosistema dañado, así como amenazas a la salud pública.

De acuerdo a Castillo, (2008) una de las alternativas que puede minimizar esta problemática es la implementación de plantas de tratamiento. Sin embargo los problemas habituales en el tratamiento de las aguas residuales son generados principalmente por los altos costos de energía y de químicos, la necesidad de personal especializado para la operación y mantenimiento de las instalaciones, esto hace que en muchas ocasiones las PTAR (Plantas de Tratamiento de Agua Residual) sean abandonadas ante la imposibilidad de los municipios de llevar adelante su operación.

Desde la década pasada, los incrementos en el precio de la energía han hecho que el tratamiento de las aguas residuales por procesos anaerobios sea muy atractivo (Souza *et al* 2006), debido a su bajo requerimiento en infraestructura eléctrica, esto gracias que los tratamientos de degradación anaerobia se fundamentan en la oxidación biológica de la materia orgánica en ausencia de oxígeno molecular y mediante la actuación de microorganismos específicos (Rittmann y McCarty, 2001). Como consecuencia de este proceso, la materia orgánica se transforma en productos finales estables e inertes, al mismo tiempo que se genera biogás (fundamentalmente metano y dióxido de carbono) con un potencial energético considerable.

Según Van Haandel y Lettinga (1994) la digestión anaerobia es un proceso en etapas en el que cada grupo microbiano, relacionado tróficamente, aprovecha como sustrato los productos generados por el metabolismo de otros grupos microbianos presentes en el ecosistema anaerobio. De esta manera los

microorganismos usan la materia orgánica como fuente de energía, la cual será empleada para la síntesis de nuevas células y la producción de biogás.

Vale la pena destacar que en países de clima tropical y subtropical como Brasil Colombia, México, China, India y Portugal, varias tecnologías, han sido adaptadas y muchos esfuerzos han sido dirigidos al tratamiento anaerobio, destacándose la aplicación de reactores anaerobios de manto de lodos y flujo ascendente, conocidos como UASB (Torres, 2000). El tratamiento de aguas residuales por vías anaerobias presenta grandes ventajas entre las que se pueden citar los costos bajos en construcción y mantenimiento ya que no se tiene que invertir en la energía necesaria para la oxigenación de las aguas residuales debido a que en este tipo de sistemas, la digestión orgánica realizada por los microorganismos ocurre en ausencia de oxígeno (Kujawa, 2006).

4.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA

La digestión anaerobia se define como un proceso biológico complejo en el que la materia orgánica, en condiciones de ausencia de oxígeno, y mediante la acción de consorcios bacterianos específicos, se descompone en productos gaseosos, también llamado “biogás” (CH_4 , CO_2 , H_2 , H_2S , etc.), y en un subproducto, que es una mezcla de minerales como el nitrógeno (N), fósforo (P), potasio (K), calcio (Ca), etc. y que se puede usar como fertilizante orgánico (Cheng, 2010).

De acuerdo a Lorenzo y Obaya (2006), el biogás producido es rico en metano, CH_4 (entre 50-70%), por lo que es un producto de aprovechamiento energético mediante su combustión en motores, turbinas o calderas, sólo o mezclado con otro combustible, también puede ser usado como sustituyente del gas LP en las cocinas de los hogares.

Cheng (2010) plantea que el metano es una energía limpia, que en condiciones de combustión completa, puede producir 8570 Kcal por metro cubico. Este combustible puede ser quemado directamente para la producción de calor. También puede ser utilizado para la generación de electricidad. La producción de biogás se ha vuelto atractiva en el mundo ya que es catalogado como una

energía renovable que puede sustituir a los compuestos a base de combustible fósil. Actualmente la producción anual de biogás es equivalente a 2.3 millones de toneladas de petróleo o crudo (Conil P., 2013). Por tal motivo la digestión anaerobia es de gran utilidad para la generación de energías sustentables como lo es el biogás.

En el tratamiento de las aguas residuales por medio de procesos anaerobios, la contaminación orgánica es evaluada a través de la DQO (demanda química de oxígeno).

Una de las diferencias más importante entre el proceso aerobio y el anaerobio radica en los productos finales de degradación (Nothwehr, D., 2010):

- Digestión anaerobia: aquí la mayor parte de la materia orgánica digerida es convertida a metano (90% de MO), mientras que una mínima parte convertida en lodo (10% de MO). La mayor parte de la energía generada permanece como energía química en el metano producido.
- Tratamiento Aerobio: el 60% de la materia orgánica es convertida en lodo biológico, el cual requiere una posterior estabilización y el 40% restante se convierte en calor

4.3 ETAPAS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Según Montalvo *et al* (2003) la digestión anaerobia se caracteriza por la existencia de varias etapas consecutivas que se diferencian entre sí por el sustrato (término genérico para designar, el alimento de los microorganismos) degradado, interviniendo diferentes consorcios de microorganismos (véase Figura 4.1).

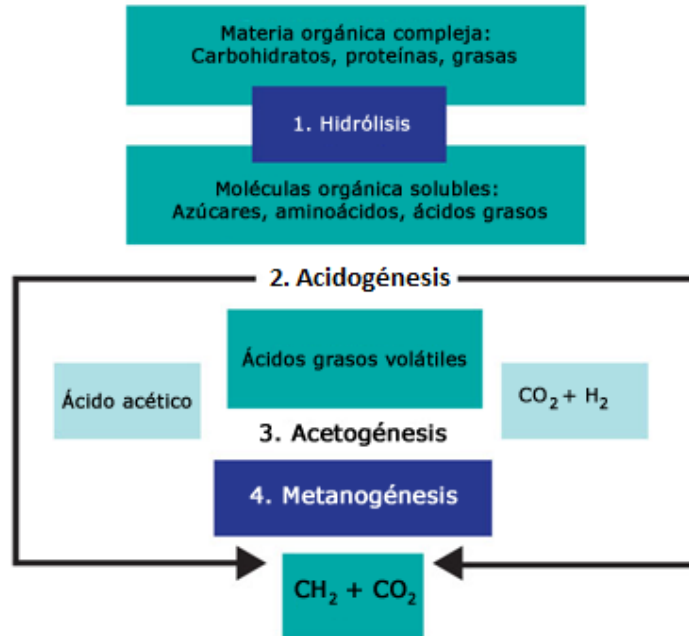


Figura 4.1 Etapas de la digestión anaerobia

Estos consorcios se caracterizan por estar compuestos por especies de microorganismos con diferentes velocidades de crecimiento y diferente sensibilidad a cada compuesto intermedio (H₂, ácido acético o amoníaco). Cada etapa presenta diferentes velocidades de reacción según la composición del sustrato, además de que el proceso global requiere de un equilibrio que evite la acumulación de compuestos intermedios inhibidores o la acumulación de ácidos grasos volátiles (AGV), que podría producir un descenso del pH (IDAE, 2007, Montalvo S. *et al* 2003, Torres P., 2012).

A continuación se explica cada una de las cuatro etapas de la digestión anaerobia:

4.3.1 Primera Etapa: Hidrólisis

De acuerdo a Cheng (2010), la hidrólisis está caracterizada por el proceso en el que las moléculas de cadena larga como son los carbohidratos, proteínas, lípidos y celulosa, contenidas en las aguas residuales son sometidas a la hidrolización (rompimiento de enlaces específicos con ayuda de moléculas de agua) por medio de bacterias anaeróbicas facultativas (son capaces de vivir

tanto en condiciones con oxígeno como en condiciones sin oxígeno) y bacterias anaerobias obligadas (viven sólo en medios carentes de oxígeno). Mediante este proceso se consigue que las cadenas largas de los compuestos poliméricos, se descompongan en dímeros y monómeros, que son moléculas de pequeño peso molecular, como azúcares, ácidos grasos, aminoácidos. Una vez que dichos compuestos han sido degradados, pueden atravesar la membrana celular.

4.3.2 Segunda Etapa: Fermentación o Acidogénesis

La fermentación es una etapa crucial en la digestión anaerobia, ya que el material orgánico soluble, proveniente de la hidrólisis (azúcares, ácidos grasos, amino ácidos y péptidos) es convertido a ácidos grasos volátiles (AGV's) de cadena corta, alcoholes y dióxido de carbono, es por eso que esta etapa es conocida también como acidogénesis (AQM, 2011).

Según Mosey, (1986) las bacterias acidogénicas producen principalmente ácidos grasos volátiles cuando la presión parcial de hidrógeno es alta, y CO_2 e H_2 cuando la presión parcial de hidrógeno es baja. Algunas vías metabólicas sólo son posibles a bajas presiones parciales de H_2 y a 5-50 ppm de H_2 existe una preferencia en la formación de acetato de lo contrario se puede dar lugar a que predomine el propionato y el butirato, incluso la presión excesiva de hidrógeno puede dar lugar a la inhibición del sistema (Sparling, 1997).

Aunque la especie dominante en la digestión anaerobia sean bacterias, se han reportado pequeñas poblaciones de protozoos, hongos y levaduras (Toerien *et al*, 1969, Colin P. 2013). Las bacterias anaerobias obligadas y facultativas son las principales que llevan a cabo la fermentación de los sustratos hidrolizados.

A pesar de la gran variedad de productos derivados de la fermentación bacteriana, los ácidos grasos volátiles (AGV), como el ácido propiónico y el ácido butírico son uno de los principales productos de la fermentación de carbohidratos (Cheng ,2010).

4.3.3 Tercera Etapa: Acetogénesis

Durante la tercera etapa de la digestión anaerobia, los Ácidos Grasos Volátiles, obtenidos durante la etapa de acidogénesis, son degradados completamente hasta producir ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono ya sea por el mecanismo de la acetogénesis por hidrogenación o a través de la acetogénesis por deshidrogenación (Cheng ,2010).

Los productos de la acidogénesis se transforman en acetato a partir de dos rutas diferentes. De un lado, la deshidrogenación acetogénica, que genera acetato a partir de otros ácidos grasos y algunos alcoholes, la formación de acetato depende de la concentración de H_2 existente, pero además, la degradación del propionato a acetato se detiene cuando existen concentraciones de H_2 del orden de 500-50.000 ppm en el biogás (Schink, 1997).

La acetogénesis por hidrogenación es el mecanismo por el cual se produce acetato como un único producto final de la reducción del dióxido de carbono más hidrógeno, debido a su analogía con la homofermentación láctica (véase Figura 4.2).

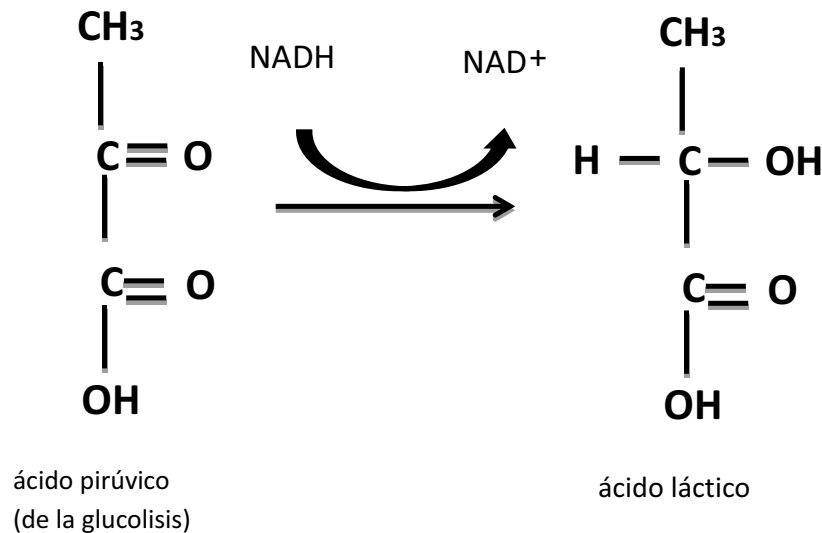
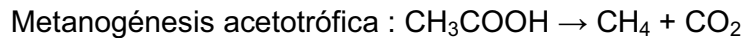


Figura 4.2 Reacción de homofermentación láctica

La acetogénesis por deshidrogenación, se refiere, a la oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y corta (volátiles), las bacterias encargadas de esta vía son las conocidas como bacterias reductoras obligadas de protones o productoras obligadas de hidrógeno (Caicedo F., 2006).

4.3.4 Cuarta Etapa: Metanogénesis

De acuerdo con Denac (Garrido S. 2014, Denac 1988), la metanogénesis es el último paso del proceso de descomposición anaerobia de la materia orgánica. En esta etapa, la mayor parte de la energía química contenida en el sustrato es convertida en metano por la actuación de las arqueobacterias metanogénicas. Este grupo requiere unas condiciones ambientales más estrictas para su desarrollo que las condiciones admisibles por los microorganismos acidogénicos. La principal característica de este grupo es la formación de metano a partir de un grupo limitado de sustratos: H_2 y CO_2 , acetato, metanol y mono-, di- y tri-aminas fundamentalmente. Existe una compleja relación entre las arqueobacterias metanogénicas y el resto de microorganismos implicados en el proceso. Se establecen sinergias de crecimiento entre las arqueobacterias metanogénicas y las no metanogénicas a través de delicados equilibrios relacionados con los niveles de ácidos y H_2 . Se han identificado dos grandes grupos de arqueobacterias metanogénicas:



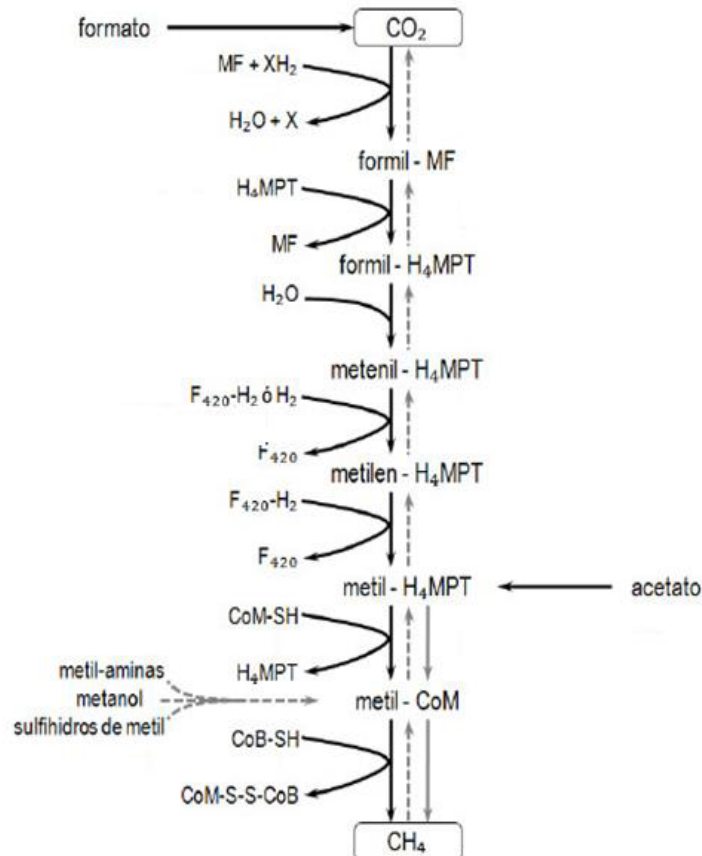


Figura 4.3 Rutas metabólicas de la metalogénesis

Según Souza *et al* (2006), las arqueobacterias metanogénicas forman un grupo especial de microorganismos, que tienen diferentes formas celulares. Estas obtienen energía para su crecimiento y para el proceso de formación de metano a partir de mecanismos que no han sido del todo conocidos actualmente. Dichos microorganismos, son arqueobacterias que no tienen muchas de las características básicas celulares y por tal motivo difieren de las bacterias eucarióticas. La principal característica que diferencia a una arqueobacteria metanogénica de una bacteria eucariótica es la composición de la pared celular (la pared celular de las arqueobacterias metanogénicas no contiene peptidoglucano) (Large, 1982, Speece R. 1993, Von Sperlin *et al* 2005), además de que las archeas no tienen organelos celulares, ni un núcleo definido como en el caso de las bacterias eucarióticas (Madigan *et. al*, 2003).

4.4 FACTORES QUE INFLUYEN EN LOS PROCESOS ANAEROBIOS

Según Owen (2003), las variables fisicoquímicas y químicas del proceso, tales como pH, temperatura, tiempo hidráulico de retención (TRH), concentración y tipo de sustrato, presencia de inhibidores o de toxinas, etc., pueden determinar el hábitat adecuado para un tipo u otro de microorganismos. Por ello, los cambios en las condiciones físicas o biológicas del medio pueden implicar cambios metabólicos de adaptación de las distintas especies que, a su vez, pueden producir alteraciones en el proceso anaerobio

4.4.1 Temperatura

Von Sperlin y Chernicharo (Von Sperlin *et al* 2005), comentan que los microorganismos anaerobios pueden desarrollarse en un amplio intervalo de temperaturas, que oscila entre los -5°C y los 80°C , que se clasifican en tres grandes grupos dependiendo del rango óptimo para su crecimiento;

Psicrofílicas: Temperatura $< 15^{\circ}\text{C}$, con un óptimo a 15°C .

Mesofílicas: $15^{\circ}\text{C} < \text{Temperatura} < 45^{\circ}\text{C}$, con un óptimo a 35°C .

Termofílicas: $50^{\circ}\text{C} < \text{Temperatura} < 80^{\circ}\text{C}$, con un óptimo a 55°C .

La temperatura es un parámetro de operación trascendental, pues está implicado en los balances energéticos que, en último término, pueden posibilitar o impedir la utilización práctica de las técnicas anaerobias.

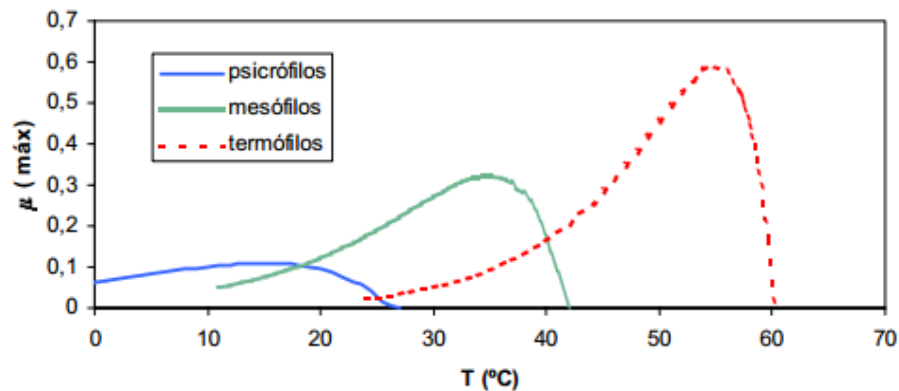
An Y. (2009) señala que en cada intervalo de temperatura existe una temperatura óptima en la que se alcanza la máxima actividad microbiana y en consecuencia, se alcanza la máxima eficacia depurativa para unas características del proceso dadas. En la tabla 4.1, se muestran las diferencias de energía libre de Gibbs en algunas reacciones anaerobias a 35°C y a 55°C .

Tabla 4.1 Reacciones implicadas en la degradación anaerobia de la materia orgánica (An Y., 2009)

REACCIÓN	ΔG^0 (kJ/mol) 35°C	ΔG^0 (kJ/mol) 55°C
Acetato + H ₂ O → CH ₄ + HCO ₃ ⁻	-31	-34
Acetato + 4 H ₂ O → 2 HCO ₃ ⁻ + H ⁺ 4 H ₂	104,2	89,8
HCO ₃ ⁻ + 4 H ₂ + H ⁺ → CH ₄ + 3 H ₂ O	-135,6	122,5
Propionato + 3 H ₂ O → HCO ₃ ⁻ + Acetato + H ⁺ 3 H ₂	76,1	62,3
Butirato + 2 H ₂ O → Acetato + H ⁺ 2 H ₂	48,1	37,9

Gene – William (1986) determinó que para valores de temperatura inferiores al óptimo del intervalo mesofílico se produce una disminución de la eficiencia de degradación del proceso hasta prácticamente detenerse.

Saravanan V. *et al* (2006) mostró como se indica en la figura 4.4 el perfil de comportamiento de las velocidades de crecimiento de los microorganismos en los tres intervalos de temperatura. Afirmado que en cada intervalo de temperatura la velocidad específica aumenta con la temperatura hasta superar un máximo a partir del cual se produce un abrupto descenso.

**Figura 4.4 Dependencia de la velocidad específica máxima de crecimiento con la temperatura**

De acuerdo con Lettinga (1991), la región mesofílica se presenta por debajo de los 45 °C y la termofílica por encima de esta temperatura, sugiriendo que se puede encontrar un tasa máxima de digestión anaeróbica entre los 30 y 40 °C, ellos usan la ecuación de Arrhenius para explicar la dependencia de la temperatura con las tasa de digestión:

$$r_t = r_{30} * \phi^{t-30} \quad (4.1)$$

Donde:

r = Tasa de digestión a una temperatura t

Φ = Coeficiente de temperatura

t = Temperatura en grados Celsius

Rittmann y McCarty (2001), propusieron una ecuación que incluye el fenómeno de crecimiento microbiano y la respiración endógena:

$$\mu_{net}(T_2) = \mu_{T_2} e^{\Phi(T_2 - T_1)} - b_{T_2} e^{\Phi(T_2 - T_1)} \quad (4.2)$$

Donde:

μ = Tasa específica del crecimiento de biomasa activa

Φ = Coeficiente de temperatura

T = Temperatura en grados Celsius

b = Coeficiente de decaimiento endógeno

4.4.2 pH

Ghangrekar *et al* (1996, 2006) mencionan que los procesos de biodegradación están fuertemente influenciados por el pH del medio de reacción, ya que afecta a la velocidad del proceso y determina el tipo de microorganismos que pueden desarrollarse. En los procesos anaerobios el pH condiciona, además, la eficacia y funcionamiento del sistema.

De Carvalho K. (2006) encontró que los microorganismos tienen un pH óptimo de crecimiento que está comprendido en el intervalo entre 6 y 8, presentando dificultades de desarrollo fuera de ese intervalo. Sin embargo, las arqueobacterias metanogénicas (y las acetogénicas en esquemas más complejos), presentan gran dificultad para aclimatare a modificaciones en las condiciones del medio, además de ser los microorganismos con velocidades de

crecimiento más bajas de todos los implicados en el proceso, con lo que las distorsiones ocasionan una mayor inercia en el sistema.

Torres (2001) observó que cuando el pH del medio se eleva demasiado, puede observarse, el aumento de la toxicidad del amoníaco presente, aunque los valores máximos de pH tolerables por los microorganismos dependen, asimismo, de la temperatura de operación. Algunos autores consideran que existe una relación lineal entre pH y temperatura.

Benefield (Benefield *et al* 1980, Batstone D. *et al* 2004) determinó que los valores del pH de trabajo en condiciones mesofílicas se sitúan en el entorno de 7.2 a 7.5; mientras que para condiciones termofílicas el rango oscila entre 7.5 y 8.5. No obstante, no existe una teoría concluyente para explicar el papel del pH en un reactor anaerobio, y su actuación debe considerarse asociada a la concentración de ácidos grasos volátiles, potencial redox, presión parcial de H_2 y alcalinidad. Cuando el pH del residuo con que se alimenta un reactor disminuye, se produce una disminución que en ocasiones puede ser asociada a la alcalinidad.

4.4.3 Alcalinidad

De acuerdo con Metcalf y Eddy (2003), la alcalinidad disponible en el agua residual municipal generalmente es suficiente para mantener el pH dentro del reactor neutro o cercano a la neutralidad, aunque en algunos casos también puede ser generada por la degradación de las proteínas y aminoácidos presentes en el agua residual. Por otro lado, si se llegase a requerir la adición de productos químicos para controlar el pH se puede tener un impacto significativo en los costos del tratamiento anaerobio.

La tabla 4.2 muestra una estimación de la alcalinidad mínima requerida (expresada como $CaCO_3$) para mantener el pH en 7.0 como una función de la temperatura y el porcentaje de CO_2 en el biogás.

Tabla 4.2 Estimación de la alcalinidad mínima requerida (expresada como CaCO_3) para mantener el pH en 7.0 como una función de la temperatura y el porcentaje de CO_2 en el biogás (Metcalf y Eddy, 2003)

Temperatura (°C)	CO ₂ en fase gaseosa (%)			
	25	30	35	40
10	700	750	900	1100
20	900	1050	1200	1400
25	1100	1300	1500	1700
30	1300	1600	1800	2100
35	1500	1800	2100	2400
40	1700	2100	2400	2800

4.4.4 Nutrientes

Gene F. (Gene F. *et al* 1986, Garrido S. 2014) menciona que los requerimientos de nutrientes son menores en los procesos anaerobios que en los procesos aerobios, debido a la menor extensión de las reacciones de síntesis celular, pues la cantidad requerida de cada nutriente es proporcional a la biomasa formada. Aunque el proceso requiere otros elementos y compuestos, los principales nutrientes a considerar son el nitrógeno y el fósforo por ser requeridos en los subprocesos de metanogénesis y acetogénesis

Según Speece (1993), los procesos anaerobios producen menos lodos, requiriendo así menos nitrógeno y fósforo para el crecimiento de la biomasa. Los requerimientos de nutrientes típicos de nitrógeno, fósforo y azufre están en el intervalo de 10 a 13, 2 a 2.6, y 1 a 2 mg por cada 100 mg de biomasa, respectivamente. Además, para mantener la máxima actividad metanogénica, las concentraciones en fase líquida de nitrógeno, fósforo y azufre deben ser del orden de 50, 10, y 5 mg/L, respectivamente.

4.4.5. Sustancias tóxicas

Rittmann y McCarty (2001) sostienen que el mayor problema dentro de los sistemas anaerobios es la toxicidad pues produce baja tasa de crecimiento; por otro lado, en aguas con alta carga orgánica es probable que otro tipo de materiales estén presentes en mayor concentración, lo que pudiera causar altos niveles de inhibición. Algunas sustancias tóxicas para los microorganismos anaerobios incluyen metales pesados, compuestos organoclorados, sulfatos y oxígeno disuelto.

Según Lettinga (Lettinga, G. *et al* 1991, Montalvo, S. *et al* 2003), el oxígeno dentro de un reactor UASB causa la inhibición de las bacterias anaeróbicas, aunque si en el medio hay arqueobacterias facultativas estas protegerán a las metanogénicas, así mismo menciona que los ácidos grasos volátiles afectan también a las arqueobacterias metanogénicas.

4.5 CINÉTICA MICROBIANA

4.5.1 Ecuación de Monod

Explica la relación que existe entre el crecimiento bacteriano y la utilización del sustrato, de acuerdo a la siguiente ecuación (Reynolds y Richards, 1996):

$$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \quad (4.3)$$

Dónde:

μ = Constante de crecimiento (d^{-1})

μ_{max} = Valor máximo de la constante de crecimiento (d^{-1})

S = Concentración de sustrato en el efluente (mg/L de DBO ó DQO)

K_s = Constante de velocidad media (mg/L de DBO ó DQO)

También es posible expresar la tasa de crecimiento celular de acuerdo a la ecuación (4.4) (Reynolds y Richards, 1996):

$$\frac{dX}{dt} = \mu X = Y \frac{dS}{dt} \quad (4.4)$$

Donde:

dX/dt = Tasa de crecimiento celular (mg SSV / L ^{-d})

X = Cantidad de biomasa dentro del reactor biológico (mg SSV)

Y = Rendimiento (mg SSV / mg DBO ó DQO removida)

De igual manera, la tasa de decaimiento (respiración endógena) se expresa con la ecuación 4.5 (Reynolds y Richards, 1996):

$$\frac{dX_e}{dt} = k_e X \quad (4.5)$$

Donde:

dX_e/dt = Tasa de decaimiento celular (mg SSV / L ^{-d})

X = Cantidad de biomasa dentro del reactor biológico (mg SSV)

K_d = Tasa de decaimiento endógeno (d⁻¹)

4.5.2 Ecuación de Michaelis-Menten

De acuerdo con Reynolds y Richards (1996) explica la relación entre la concentración del sustrato (S) y la tasa de generación de productos de fermentación (ds/dt). La tasa específica de generación de productos se define como (1/X) (ds/dt), donde X es la concentración de biomasa en el reactor (mg/L SSV).

$$\frac{1}{X} \left(\frac{dS}{dt} \right) = k \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \quad (4.6)$$

Donde:

X = Concentración de biomasa en el reactor (mg/L SSV)

k = Constante de degradación de sustrato (mg DBO ó DQO / mg SSV ^{-d})

S = Concentración de sustrato en el efluente (mg/L de DBO ó DQO)

K_s = Constante de velocidad media (mg/L de DBO ó DQO)

De acuerdo con la ecuación de Michaelis-Menten, si la concentración de sustrato (S) es muy alta, K_s se puede ignorar y se obtiene una cinética de orden cero, como lo indica la ecuación 4.7 (Reynolds y Richards, 1996):

$$\frac{1}{X} \left(\frac{dS}{dt} \right) = k \quad (4.7)$$

Por otro lado, si la concentración de sustrato (S) es muy baja, S se puede ignorar y se obtiene una cinética de primer orden, como lo indica la ecuación 4.8:

$$\frac{1}{X} \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{k}{K_s} * S \quad (4.8)$$

Así, de acuerdo a la ecuación de Michaelis-Menten:

- Altas concentraciones de sustrato conllevan a cinéticas de orden cero
- Bajas concentraciones de sustrato llevan a cinéticas de primer orden

En lo que se refiere a la utilización de sustrato.

4.5.3 Balances de masa

Para predecir la concentración esperada de materia orgánica o de microorganismos en un sistema biológico; es conveniente realizar los balances de masa apropiados, cuyas constantes pueden determinarse con facilidad, para lo cual se recomienda seguir los siguientes pasos:

- Preparar un diagrama simple de sistema que se desea analizar
- Definir los límites del sistema o el volumen de control sobre el cual se hará el balance
- Enlistar toda la información pertinente así como las asunciones que se usarán en el balance de masas
- Definir todas las tasas de reacción de las reacciones biológicas que ocurren en el sistema
- Seleccionar la base matemática sobre la cual se realizarán los cálculos necesarios

4.5.3.1. Coeficientes cinéticos

Los siguientes coeficientes cinéticos se emplean en los balances de masas y en el modelado de los sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales:

- Y = Rendimiento (mg SSV / mg DBO ó DQO removida)
- K_d : Tasa de decaimiento endógeno (d^{-1})
- μ_{\max} = Valor máximo de la constante de crecimiento (d^{-1})
- K_s = Constante de velocidad media (mg/L de DBO o DQO)
- k = Tasa de reacción para una reacción de primer orden en el sustrato (mg DBO ó DQO / mg SSV $^{-d}$)

Es posible determinar estos coeficientes cinéticos usando la cinética de Monod y realizando balances de masa para el sustrato y microorganismos en la fase de estado estable del reactor (Saravanan V. y Sreekrishnan, T., 2006).

4.5.3.2. Balance de masa para el sustrato (S)

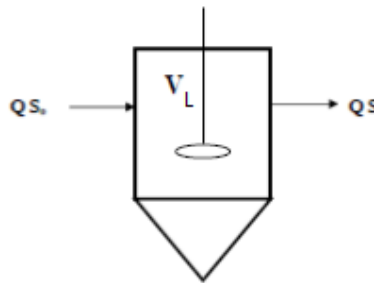


Figura 4.5 Diagrama general del sistema

Para realizar este balance se asume que:

- El caudal que entra y sale del sistema es constante
- El líquido dentro del tanque no está sujeto a evaporación
- El líquido dentro del tanque está completamente mezclado
- La reacción que involucra al reactivo C ocurre dentro del reactor
- La reacción es gobernada por una reacción de primer orden
- El reactor está en estado estable

El balance de masa para el sustrato se realiza de acuerdo a la ley de conservación de masa así (Paula D. y Foresti E. 1992):

$$\left[\begin{array}{c} \text{Tasa de Cambio} \\ \text{de la masa de } S \text{ en} \\ \text{el reactor} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Tasa de Aumento de } S \\ \text{debido a su presencia} \\ \text{en el efluente} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Tasa de disminucion de } S \\ \text{debido a la eliminación} \\ \text{en el efluente} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Tasa de disminución de } S \text{ debido} \\ \text{a la reacción con los} \\ \text{microorganismos del reactor} \end{array} \right]$$

La expresión matemática del balance de masas para el sustrato está dada por la ecuación 4.9:

$$V_L \frac{dS_r}{dt} = QS_0 - Q S_L - V_L \left(\frac{dS_L}{dt} \right) \quad (4.9)$$

Este balance se representa matemáticamente de acuerdo a la ecuación 4.9, donde:

V_L = volumen del lecho del lodo (L)

S_0 = Presencia de materia orgánica a la entrada

S_e = Presencia de materia orgánica a la salida

Q = Caudal o tasa de flujo aplicado al sistema

Se considera que el valor de la concentración de materia orgánica (DQO) a la salida es igual a la del lecho del reactor y que el reactor está estable $V_L \frac{dS_r}{dt} = 0$ se obtiene la ecuación 4.10:

$$Q (S_0 - S_e) - V_L \frac{dS_L}{dt} = 0 \quad (4.10)$$

Si $\frac{dS}{dt}$ (tasa de utilización de sustrato) se escribe de acuerdo con la ecuación 4.11:

$$\frac{dS_L}{dt} = \frac{kS_eX_L}{K_s - S_e} \quad (4.11)$$

Reemplazando la ecuación 4.11 en la ecuación 4.10 se obtiene la ecuación 4.12:

$$Q (S_0 - S_e) - V_L \frac{kS_eX_L}{K_s - S_e} = 0 \quad (4.12)$$

Ordenando e invirtiendo la ecuación 4.12 se tiene la ecuación 4.13, que es aplicable para determinar la tasa de utilización del sustrato por unidad de

biomasa (k , mg DQO/mg SSV^{-d}) y la concentración de saturación de sustrato (K_s , mg/L DQO):

$$\frac{V_L X_L}{Q (S_0 - S_e)} = \frac{K_s}{k} * \frac{1}{S_e} + \frac{1}{k} \quad (4.13)$$

Donde:

V_L = volumen del lecho del lodo (L)

X_L = SSV en el lecho del lodo (mg/L)

S_0 = Concentración de DQO en el influente (mg/L)

S_e = Concentración de DQO en el efluente (mg/L)

Q = Caudal o tasa de flujo aplicado al sistema (L /d)

4.5.3.3. Balance de masa para microorganismos

Para realizar este balance se asume que:

- La actividad realizada por los diferentes microorganismos existentes en el sistema es equivalente a la realizada por un solo tipo de bacteria.
- El caudal, la concentración de biomasa y la concentración de sustrato se consideran en condiciones de equilibrio.
- La actividad biológica tiene lugar en el reactor únicamente.
- Se desprecia la concentración de microorganismos en el caudal influente.
- El tiempo de retención celular es la relación de la biomasa contenida en el reactor a la biomasa extraída por día.
- Se considera que en el reactor se tiene lugar un flujo de mezcla completa
- Las reacciones consideradas de la biomasa tienen lugar en la fase logarítmica.
- Las tasas de reacción es conforme a una reacción de primer orden.

El balance de masa para microorganismos se estableció de acuerdo a la ley de conservación de masa así (Rittmann y McCarty., 2001):

$$\left[\begin{array}{c} \text{Concentración neta de} \\ \text{microorganismos} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Crecimiento de} \\ \text{microorganismos por la} \\ \text{utilización S en el reactor} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{microorganismos que} \\ \text{entran al reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{microorganismos que} \\ \text{salen del reactor} \end{array} \right]$$

La expresión matemática del balance de masas para los microorganismos está dada por la ecuación 4.14:

$$V_L = \frac{dX_r}{dt} = V_L \left(\frac{dX_L}{dt} \right) + QX_0 - Qe \quad (4.13)$$

Donde:

V_L = volumen del lecho del lodo (L)

X_L = SSV en el lecho del lodo (mg/L)

Q = Caudal o tasa de flujo aplicado al sistema

Pero el crecimiento de los microorganismos está dado por el crecimiento total menos la pérdida de por respiración endógena, así, la ecuación 4.14 se puede representar de acuerdo a la ecuación 4.15.

$$V_L = \frac{dX_r}{dt} = V_L \left(Y \frac{dS}{dt} - K_d X_L \right) + QX_0 - Qe \quad (4.14)$$

En condiciones de estado estable $\frac{dX_L}{dt} = 0$ y considerando que la producción de lodos es igual a la concentración de SSV en el efluente (X_e) y que la concentración de microorganismos en el afluente (X_0) es cero se tiene la ecuación 4.16. Ordenando la ecuación 4.16 y dividiendo toda la expresión entre X_L resulta la ecuación 4.17.

$$V_L \left(Y \frac{dS}{dt} - K_d X_L \right) = QX_e \quad (4.15)$$

$$\frac{\left(Y \frac{dS}{dt} \right)}{X_L} - K_d = \frac{QX_e}{V_L X_L} \quad (4.16)$$

El tiempo de retención celular (θ_c) es un importante parámetro operacional que viene dado por la ecuación 4.18. Reemplazando la ecuación 4.11 y 4.18 en la ecuación 4.17, resulta la ecuación 4.19:

$$\theta_c = \frac{V_L X_L}{Q X_e} \quad (4.17)$$

$$Y \frac{K S_e}{K_s + S_e} - K_d = \frac{1}{\theta_c} \quad (4.18)$$

Para determinar la utilización de sustrato específica, se divide la ecuación 4.11 entre X_L

$$q = \frac{\left(\frac{dS}{dt}\right)}{X_L} = \frac{K S_e}{K_s + S_e} \quad (4.19)$$

La ecuación 4.20 se reemplaza en la ecuación 4.19 y se obtiene:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y q - K_d \quad (4.21)$$

La tasa de utilización de sustrato específica es producto de la relación alimento microorganismo $\frac{F}{M} = \frac{Q S_0}{V_L X_L}$ y la eficiencia. Haciendo esta sustitución en la ecuación 4.21, se obtiene la ecuación 4.22 que es útil para determinar el coeficiente de decaimiento endógeno (K_d , d^{-1}) y coeficiente de crecimiento celular (Y , mg SSV/mg DQO).

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{F}{M} \frac{E}{100} - K_d \quad (4.20)$$

De la ecuación 4.19 se deduce la ecuación 4.23 para estimar la concentración del efluente de acuerdo a los coeficientes cinéticos encontrados en el proceso.

$$S_e = \frac{K_s(1 + K_d \theta_c)}{\theta_c(Y - K_d) - 1}$$

$$S_e = \frac{K_s(1 + K_d \theta_c)}{\theta_c(\mu_{\max} - K_d) - 1} \quad (4.21)$$

Donde:

X_0 = SSV en el afluente (mg/L)

X_e = Concentración de SSV en el efluente (mg/L)

K_d = Coeficiente de decaimiento endógeno (d^{-1})

Y = Rendimiento celular, interpretado como la masa de células formadas por masa de sustrato consumido (mg SSV/mg DQO)

μ_{max} = Tasa de crecimiento específico máxima (d^{-1})

μ = Tasa de crecimiento específico de la biomasa (d^{-1})

θ_c = Tiempo de retención de los sólidos o edad del lodo (d),

F/M = Relación alimento microorganismo (kg DQO/kg SSV.d)

q = Tasa de utilización de sustrato específica (mg DQO/mg SSV $^{-d}$).

Para mantener la cantidad mínima de biomasa necesaria, el afluente debe tener una concentración mínima de sustrato (S_{min}), la cual puede ser calculada por la ecuación de crecimiento neto, que siguiendo la cinética de Monod, se puede representar de acuerdo a la ecuación 4.24:

$$S_{min} = \frac{K_s K_d}{\mu_{max} - K_d} \quad (4.22)$$

4.5.3.4. Obtención de las constantes de reacción y coeficientes cinéticos

De acuerdo con Reynolds y Richards (1996), es posible obtener k, Y y K_d de un reactor continuo operado bajo diferentes tiempos de retención hidráulica. El reactor debe ser aclimatado y luego de que alcanza el estado estable se opera por un periodo de tiempo, en el cual se realizan las mediciones necesarias. Diariamente se debe medir la cantidad de sustrato removida y la concentración de SSV en el efluente.

La constante de reacción (k), se determina a partir de la ecuación 4.25 (Reynolds y Richards, 1996):

$$\frac{S_i - S_t}{X \theta_t} = K S_t \quad (4.25)$$

Donde:

S_i = Concentración de sustrato en el influente (mg/L DBO ó DQO)

S_t = Concentración de sustrato en el efluente (mg/L DBO ó DQO)

X = Concentración de biomasa dentro del reactor (mg/L SSV)

θ_i = Tiempo de retención hidráulica (d)

K = Constante de tasa de reacción (L/ mg DBO ó DQO $^{-d}$)

Si se grafica S_t en el eje X y $\frac{S_i - S_t}{X \theta_i}$ en el eje Y, se obtendrá una línea recta cuya pendiente será igual a K.

El rendimiento (Y) y la tasa de decaimiento endógeno (Kd) también se pueden determinar en un reactor continuo operado bajo diferentes tiempos de retención hidráulica utilizando la relación que existe entre la utilización de sustrato y la producción de células de acuerdo a la ecuación 4.26 (Reynolds y Richards, 1996):

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dS}{dt} - K_d X \quad (4.26)$$

Donde:

dX/dt = Tasa de crecimiento celular (mg SSV / L $^{-d}$)

Y = Rendimiento (mg SSV / mg DBO ó DQO removida)

ds/dt = Tasa de generación de productos de fermentación (mg DBO ó DQO / d)

Kd: Tasa de decaimiento endógeno (d $^{-1}$)

X = Cantidad de biomasa dentro del reactor biológico (mg SSV)

Si la ecuación 4.26, se divide entre la concentración de biomasa y se usan incrementos medibles en la cantidad de biomasa durante un tiempo determinado de operación del reactor, esta ecuación se transforma en la ecuación 4.27:

$$\frac{\Delta X / \Delta t}{X} = \frac{Y}{X} * \frac{\Delta S}{\Delta t} - k_d \quad (4.27)$$

Donde:

ΔX = Cambio en la concentración de biomasa en el intervalo de tiempo (mg SSV/L)

Δt = Intervalo de tiempo (d)

X = Biomasa promedio durante el intervalo de tiempo (mg SSV/L)

Los coeficientes de rendimiento (Y) y la tasa de decaimiento endógeno (Kd) se pueden calcular con una modificación de la ecuación 4.27, la cual es:

$$\frac{\Delta X / \Delta t}{X} = Y \left(\frac{S_i - S_t}{X \theta_i} \right) - k_d \quad (4.28)$$

Si se grafica $\left(\frac{S_i - S_t}{X \theta_i} \right)$ en el eje X y $\frac{\Delta X / \Delta t}{X}$ en el eje Y, se obtendrá una línea recta cuya la pendiente será Y (rendimiento) y el intercepto con el eje y es igual a k_d (tasa de decaimiento endógeno).

4.5.3.5. Producción de lodos

De acuerdo con Metcalf y Eddy (2003), si se realiza un balance de masa para el material inerte, es decir la cantidad de SSV no biodegradables desechados por día, se tendrá que:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Acumulación} \\ \text{de material inerte} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{material inerte} \\ \text{que entra en el reactor} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{material inerte que} \\ \text{se produce en el reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{material inerte} \\ \text{que sale del reactor} \end{array} \right]$$

Matemáticamente, esta expresión se puede expresar de acuerdo a la siguiente ecuación 4.29:

$$\frac{dX_i}{dt} V = QX_{inf} + r_{X_i} V - \frac{VX_i}{\theta_c} \quad (4.29)$$

Donde:

X_i = Concentración de SSV no biodegradables en el tanque biológico (mg/L SSV)

X_{inf} = Concentración de SSV no biodegradables en el influente (mg/L SSV)

r_{xi} = Tasa de producción de material inerte generado a partir de los detritus celulares (mg SSV / L^{-d})

V = Volumen del reactor (L)

Q = Caudal (L/d)

θ_c = Tiempo de retención celular (d)

La tasa de producción de material inerte generado a partir de los detritus celulares (r_{xi}) se puede expresar de acuerdo a la siguiente ecuación (4.30):

$$r_{X_i} = f_d k_d X V \quad (4.30)$$

Donde:

f_d = Fracción de biomasa que se convierte en detritus celulares (mg SSV / g SSV)

Si se reemplaza la ecuación 4.30 en la ecuación 4.29 y se considera que el reactor está en estado estable, esto es que no hay acumulación de material inerte en el sistema, se tiene que:

$$0 = Q X_{inf} + f_d k_d X V - \frac{V X_i}{\theta_c} \quad (4.31)$$

Si la ecuación 4.31 se despeja para X_i se obtiene que:

$$X_i = \frac{X_{inf} \theta_c}{TRH} + f_d k_d X \theta_c \quad (4.32)$$

Por otro lado, de acuerdo a la ecuación 4.23, la concentración de biomasa (X) dentro del reactor está dada por:

$$X = \frac{\theta_c}{TRH} * \frac{Y(S_i - S_1)}{1 + k_d \theta_c} \quad (4.33)$$

Si se combinan la ecuación 4.23 y la ecuación 4.32 se obtendrá que la producción de sólidos (X_T) será igual a:

$$X_T = \frac{Y(S_i - S_1)}{1 + k_d \theta_c} + f_d k_d X V + X_{inf} \quad (4.34)$$

Donde:

X_t = Producción de SSV por día (mg SSV / d)

El primer término de la ecuación 4.34 se relaciona con la cantidad de sólidos producidos por la biomasa heterotrófica, el segundo término está relacionado con los sólidos producidos a partir del decaimiento endógeno y el último hace referencia a la cantidad de SSV no biodegradables presentes en el influente.

Si se desea hacer un cálculo en términos de sólidos suspendidos totales, se puede considerar una relación típica de SSV/SST en el lodo biológico de 0.85, así la ecuación 4.34 se convierte en la ecuación 4.35:

$$X_{T,SST} = \frac{Y(S_i - S_1)}{(1 + k_d \theta_c) \cdot 0.85} + \frac{f_d k_d X_V}{0.85} + X_{inf} \quad (4.35)$$

Donde

$X_{T,SST}$ = Producción de SST por día (mg SST / d)

Si se reemplaza la ecuación 4.23 en la ecuación 4.35, se obtendrá la ecuación 4.36:

$$X_{T,SST} = \frac{Y(S_i - S_1)}{(1 + k_d \theta_c) \cdot 0.85} + \frac{f_d k_d Y(S_i - S_1) \theta_c}{(1 + k_e \theta_c) \cdot 0.85} + X_{inf} \quad (4.36)$$

4.5.3.6. Producción teórica de metano

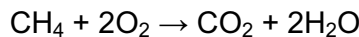
Para calcular la producción teórica de metano es necesario realizar un balance de masas con respecto a la DBO, de la siguiente manera:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Acumulación} \\ \text{de DBO} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO} \\ \text{que entra en el reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO} \\ \text{que sale del reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO que se utiliza para} \\ \text{síntesis en el reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO convertida} \\ \text{en metano} \end{array} \right]$$

En estado estable no hay acumulación, por tanto:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO convertida} \\ \text{en metano} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO} \\ \text{que entra en el reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO} \\ \text{que sale del reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO que se utiliza para} \\ \text{síntesis en el reactor} \end{array} \right]$$

Para conocer el volumen de metano producido es necesario calcular la DQO o DBO equivalente a metano, de acuerdo a la siguiente ecuación estequiométrica:



Así, serán necesarios 64 g O₂ / mol CH₄. De acuerdo a la ecuación de gases ideales, bajo condiciones estándar (0 °C y 1 atm), 1 mol de CH₄ ocupa 22.414 L, por tanto se producirán:

$$0.35 \text{ L CH}_4 / \text{g DQO ó DBO removida}$$

4.6. REACTORES ANAEROBIOS

De acuerdo con Vlyssides *et al.* (2008), los primeros reactores anaerobios que se utilizaron fueron el digestor de mezcla completa y el proceso de contacto anaerobio. En el primero, el tiempo de retención de los sólidos era igual al tiempo de retención hidráulico y en el segundo se incorporó un decantador después del tanque para clarificar el efluente y recircular los lodos con lo que se consiguió aumentar el tiempo de retención de celular.

El tratamiento anaerobio de efluentes domésticos fue aplicado desde finales del siglo XIX, con el desarrollo de la fosa séptica (1895) y del tanque Imhoff (1905). El denominado tanque “biológico” fue utilizado por primera vez en 1910, siendo analizado de nuevo en los años 50, y constituyendo el modelo previo de los actuales reactores UASB. Estas primeras versiones del UASB fueron combinadas con filtros para mejorar el tratamiento global, consiguiendo buenos resultados (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).

Noyola (1988, 2000), al ir probando distintas combinaciones logró encontrar una tecnología competitiva en comparación con otras alternativas, gracias a la implementación de sistemas que separan el tiempo de retención hidráulico (TRH), del tiempo de retención celular (TRC) los cuales han sido denominados reactores de alta tasa

Von Sperling y Chernicharo, (2005) mencionan que entre los digestores anaeróbios, los digestores de alta tasa se utilizan más en el tratamiento de aguas residuales. Esto es porque, a diferencia de los digestores anaerobios de baja velocidad convencionales, tales como estanques anaeróbicos y tanques sépticos, los reactores anaeróbicos de alta tasa están diseñados para funcionar a tiempos cortos de retención hidráulica (TRH) y tiempos de retención celular largos (TRC) para incorporar grandes cantidades de biomasa de alta actividad, lo que permite mejorar la estabilización de los lodos y una mayor capacidad de carga

La clasificación de los reactores anaerobios de alta tasa, se puede hacer en

función de la manera en la que retienen la biomasa:

- Los que retienen la biomasa en los intersticios de un material de soporte y en la superficie del soporte, como el Filtro Anaerobio (FA),
- Los reactores UASB, en los que la biomasa queda retenida por sedimentación en la parte baja del reactor en forma de gránulos o flóculos,
- Los que se basan en la inmovilización de la biomasa sobre superficies fijas como en el reactor anaerobio de película fija (AFF, por sus siglas en inglés) o sobre partículas móviles como en el reactor anaerobio de lecho expandido (AAFEB, por sus siglas en inglés).

Los digestores más comunes de alta tasa son:

- Flujo ascendente con lecho de lodo anaerobio (UASB)
- Lecho expandido de lodo granular
- Filtro anaerobio
- Anaerobio con lecho migrado (móvil)
- Secuencia por lotes
- Anaeróbico híbrido
- Digestores de tanque agitado

Aiyuk y Verstraete (2004), Sanhueza J. y León G. (1995) y An *et al.* (2009) concuerdan en que dentro de los diversos tipos de reactores anaerobios de alta tasa existentes, los reactores UASB han sido extensivamente estudiados siendo promisorios en países de clima cálido como India, Singapur, Brasil y México.

4.6.1 Reactores UASB

El reactor UASB, fue desarrollado en Holanda por Lettinga y sus colaboradores en los años 70 (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991). El diseño de un reactor UASB consiste en una zona de reacción en la parte inferior, en la que se acumula la biomasa, la de mejor sedimentabilidad en el fondo y encima los lodos más ligeros, formando todo el lecho de lodos. Un separador gas-sólido-líquido en la

parte superior, impide la salida de los sólidos del reactor, separando el gas producido (donde predominan el CH_4 y CO_2) del efluente líquido

Por otro lado Metcalf y Eddy (2003) definieron los elementos críticos en el diseño del reactor UASB (Figura 4.6) incluyen el sistema de distribución del influente, el separador trifásico y el sistema de recolección del efluente

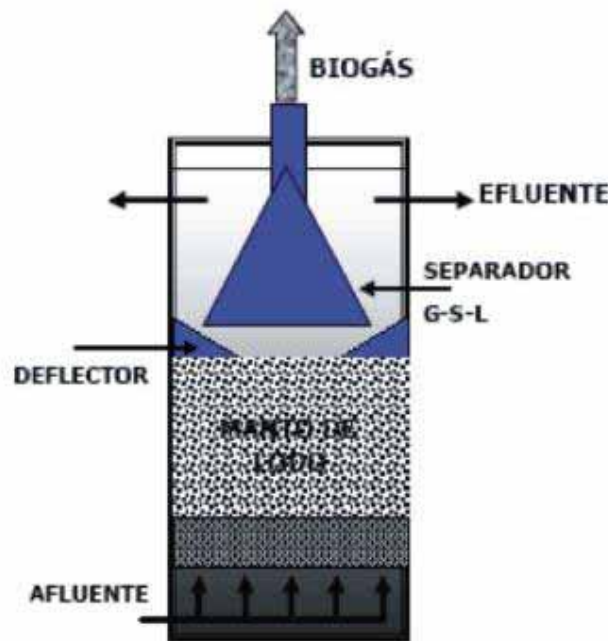


Figura 4.6 Esquema de un reactor UASB

Hickey *et al.* (1991) mencionan que el éxito del concepto del reactor UASB está basado en el establecimiento de un lecho denso de lodo en el fondo del reactor, en el cual ocurren todos los procesos biológicos. Este lecho está básicamente formado por la acumulación de sólidos suspendidos presentes en el influente y el crecimiento bacteriano. En reactores UASB, bajo ciertas condiciones, es posible también observar que las bacterias pueden agregarse naturalmente en flóculos y gránulos (Hulshoff Pol, *et al* 2004). Estos agregados densos tienen buenas propiedades de sedimentación y no son susceptibles al lavado fuera del sistema en condiciones de operación normales. La retención de grandes cantidades de microorganismos en el lodo del reactor UASB permite su buen desempeño aun cuando éste sea operado bajo tasas orgánicas altas (Iñiguez, C., 2011). Otra característica importante es que el tiempo de retención de sólidos y el tiempo de retención hidráulica pueden ser

manipulados de forma independiente y eficaz, permitiendo así que el diseño se base en la capacidad de degradación de la biomasa, lo que resulta en la reducción de los tiempos de tratamiento de días a horas

Según Yu H. *et al.*, (2001) algunas ventajas significativas en el uso de reactores UASB para el tratamiento de aguas residuales de tipo municipal, incluyen su tamaño compacto, sin ningún equipo de mezcla dentro del mismo, ya que la turbulencia natural causada por el flujo del influente y la producción de biogás provee un buen contacto entre el agua residual y la biomasa dentro del reactor. Esto resulta en menores costos de construcción y operación, menor consumo de energía y menor producción de lodo en exceso

Muchas veces se cuestiona por qué el tratamiento aerobio no es sustituido más rápidamente por los tratamientos anaerobios los cuales son económicamente más atractivos y conceptualmente más holísticos (Mergaert *et al.*, 1992), esto se debe a que algunas características del agua residual municipal, tales como la baja concentración de materia orgánica, la alta fracción de material particulado y las fluctuaciones de carga, pueden causar impactos negativos en el desempeño del mismo o en los costos, incrementando la dificultad del tratamiento por la vía anaerobia (Jewell, 1987, Halalsheh, M., 2008).

Según Kalogo *et al* (2001) los problemas relacionados con el tratamiento de aguas residuales domésticas en reactores UASB son la pobre formación de lodo granular, la acumulación y la lenta hidrólisis de los sólidos suspendidos, la disminución en la actividad metanogénica, la baja producción de biogás, la necesidad de tiempos de retención de sólidos largos, resultando en períodos de arranque prolongados y la eliminación incompleta o insuficiente de la materia orgánica, como patógenos y nutrientes en el efluente final. Así mismo, Jewell (Jewell, 1987, Halalsheh, M., 2008) sostiene que la gran sensibilidad bacteriana a algunas condiciones ambientales, principalmente pH, temperatura y compuestos tóxicos, arranque prolongado y producción de malos olores, son comúnmente las principales desventajas del tratamiento anaerobio.

En este sentido, Zeeuw (Zeeuw G.R, 1984, Kleerebezem R.y Macarie H., 2003) encontró que el arranque de los reactores anaerobios puede ser satisfactoriamente alcanzado en un tiempo relativamente corto si un inóculo

adecuado está disponible y la disponibilidad del inóculo será progresivamente mayor, en la medida en que las plantas de tratamiento construidas tengan un lodo anaerobio granular activo y este esté disponible para otras plantas; sin embargo, la inoculación con biomasa activa no es un prerequisite para el arranque de los reactores para tratamiento de agua residual doméstica (Barrios 2007, Batstone D. *et al* 2004). Finalmente, un diseño y construcción adecuados del reactor y una operación apropiada pueden eliminar la mayoría de problemas anteriormente citados (Conil, 2013). Como resultado, mejoras sustanciales han sido hechas, aunque algunos problemas persistan. No obstante, todas las ventajas principales del tratamiento anaerobio sobre el aerobio son aplicables (Speece R., 1993).

Torres P. y Foresti E., (2001) mencionan que para evitar una calidad deficiente de efluente que podría no satisfacer las normas legales de calidad del agua, se aplica cada vez más el postratamiento con resultados excelentes y una reducción significativa en los costos de inversión. Se están diseñando y construyendo varias plantas de tratamiento de aguas residuales secundarias, precedidas por un reactor UASB, que presentan la misma ventaja esperada así como menores costos totales de construcción y operación, comparados con los de una planta aerobia convencional con tratamientos primarios y secundarios.

Por otro lado, Ghangrekar *et al* (1996) hacen hincapié en que no hay que dejar de lado que la eficacia y la estabilidad de un reactor UASB dependen de la puesta en marcha inicial, que a su vez se ve afectada principalmente por numerosos parámetros físicos, químicos y biológicos como son: el tipo de agua residual, las condiciones y características de operación, la disponibilidad y el crecimiento de las poblaciones microbianas activas en el inóculo. El periodo típico que se requiere para la aclimatación es de 2 a 8 meses (Vlyssides *et al.*, 2008).

También, Sarria *et al* (2003), mencionan que el arranque de los reactores anaerobios puede ser satisfactoriamente alcanzado en un tiempo relativamente corto si un inóculo adecuado está disponible; en este sentido, existen diferentes tipos de inóculos; un inóculo granular típico es el agua residual de una cervecería o bien están los inóculos no granulares por ejemplo el lodo digerido

de los sistemas de lodos activados. Con el fin de seleccionar la mejor fuente de inóculo se deben realizar pruebas de toxicidad y biodegradabilidad (Ghangrekar *et al.*, 1996, 2006).

Chul B. (2005) encontró que la formación de gránulos en el interior del reactor UASB es de gran importancia para el funcionamiento del mismo, ya que estos permiten una disminución importante de la DQO en tiempos cortos debido a la gran densidad de biomasa activa que tienen.

De acuerdo con Speece R (Speece R., 1993, Souza *et al* 2006) el desarrollo inicial de los gránulos se puede dividir en cuatro etapas: (1) Transporte de las células a un sustrato (es decir, un no-colonizado material inerte o de otras células); (2) adsorción reversible inicial al sustrato por las fuerzas fisicoquímicas; (3) la adhesión irreversible de las células al sustrato por apéndices microbianos y/o polímeros; (4) la multiplicación de las células y el desarrollo de gránulos.

Las condiciones de operación dentro del reactor, tales como la velocidad ascensional, TRH, COV, la temperatura, y el pH durante las etapas iniciales de la operación del reactor, junto con las características y la concentración del sustrato y el inóculo, las características de los lodos desarrollados, la velocidad de sedimentación, la relación entre la relación de SSV/SS y el índice de volumen de lodos influyen en la eficiencia en la remoción de materia orgánica (Ghangrekar *et al.* 2006).

Ya en el 2005 existían más de 1000 reactores UASB en operación (Tiwari *et al.*, 2005) dentro de los cuales hay reactores UASB con modificaciones en su estructura o bien con tratamientos de pulimiento anexos. Por lo que esta tecnología muestra que se ha ido consolidando como un tratamiento para aguas residuales municipales robusto y confiable.

Menéndez, C. y Pérez J, (2007) mencionan que el primer reactor UASB para tratar aguas residuales municipales que se construyó en México fue en 1989, en la Universidad Autónoma Metropolitana - Iztapalapa como una unidad de

demostración, con una capacidad de 50 m³. Posteriormente, en 1990, se añadieron dos unidades de 2200 m³ cada una, construidas por el gobierno.

En 2001, Noyola construyó un sistema constituido por un reactor anaerobio UASB, una laguna primaria y un filtro anaerobio. Este sistema fue monitoreado durante 21 meses, en cuatro etapas; variando en cada una de ellas el tiempo de detención y las cargas orgánicas. (Torres, P., 2012)

4.6.2 Parámetros de diseño de reactores UASB

4.6.2.1 Carga orgánica volumétrica

La carga orgánica se define como la masa de sustrato aplicado al reactor por unidad de volumen y unidad de tiempo, de acuerdo con la ecuación 4.37 (Reynolds y Richards, 1996):

$$COV = \frac{S \cdot Q}{V} \quad (4.37)$$

Donde:

COV= Carga orgánica volumétrica (kg de DBO ó DQO / m³d⁻¹)

S= Concentración de sustrato en el influente (mg/L de DBO o DQO)

Q = Caudal (m³ /d)

V = Volumen del reactor (m³)

Para aguas residuales municipales de baja concentración, la carga orgánica volumétrica aplicada de sitúa en un intervalo de 2.5 a 3.5 kg DQO/m³d⁻¹.

Zayas *et al*, (2006) hacen hincapié en que existe otro factor que necesariamente hay que controlar en cualquier proceso anaerobio es la carga orgánica suministrada, que determina la cantidad de sustrato disponible por la biomasa presente en el sistema. No obstante, la producción de biomasa está condicionada tanto por la concentración del sustrato en el medio, como por la velocidad a la que es suministrado. Cuando la concentración de sustrato es muy baja los microorganismos la utilizan básicamente para el mantenimiento de la población existente (metabolismo basal) y, en consecuencia, no se produce generación neta de microorganismos; por el contrario, cuando la

concentración de sustrato es muy elevada, se modifica la fuerza iónica del medio a la vez que el tamaño de la población no es suficiente para asumir la degradación del sustrato y se producen periodos de latencia. Los cambios en la velocidad de carga orgánica afectarán a la densidad de población microbiana, pero los niveles de las distintas especies en concreto dependen más del tiempo de retención.

Una sobrecarga orgánica, provoca los siguientes fenómenos secuenciados:

- Aumento de la concentración de H_2 y CO_2 en el biogás, como consecuencia del aumento de la hidrólisis.
- Aumento consecuente de la producción de biogás con carácter temporal antes de que la metanogénesis se vea afectada.

En el caso de que se sobrepase la capacidad máxima de asimilación por parte de las Archaeas metanogénicas podrían ocurrir los siguientes efectos:

- Acumulación de ácidos grasos volátiles.
- Consumo de alcalinidad de bicarbonato lo que se traduce en una modificación de los valores de las relaciones de alcalinidad y, por tanto, en una variación de la alcalinidad global lo que supondrá, el consiguiente aumento en la relación ácidos grasos volátiles/alcalinidad.
- Síntesis de ácidos grasos volátiles de cadena larga, incluso de sus isómeros, que resultan más tóxicos que los de cadena corta. Si el poder tamponador no es suficiente, el pH del sistema empezará a bajar, inhibiendo a las Archaeas metanogénicas hasta el punto de bloquear completamente el proceso anaerobio.

Si la cantidad de ácidos grasos volátiles siguiera aumentando se produciría:

- Disminución notable de la alcalinidad.
- Aumento apreciable del porcentaje de dióxido de carbono en el gas.
- Disminución moderada del pH.
- Aumento de la concentración de ácidos grasos volátiles no disociados.

- Inhibición parcial de las Archaeas metanogénicas por efecto de los ácidos grasos volátiles no disociados.
- Cierre del ciclo inhibición-acumulación
- Cese de la metanogénesis
- Agotamiento de la reserva alcalina
- Disminución posterior del pH
- Acidificación del reactor

4.6.2.2 Carga Hidráulica y Tiempo de retención hidráulico

Chernicharo (Chernicharo *et al* 1998, Von Sperlin *et al* 2005) define a la carga hidráulica como el volumen que trata diariamente un reactor, por unidad de volumen del mismo. De acuerdo a la ecuación 4.38:

$$CH = \frac{Q}{V} \quad (4.38)$$

Dónde:

CH= Carga hidráulica ($\text{m}^3 / \text{m}^3\text{d}^{-1}$)

Q = Caudal (m^3 / d)

V = Volumen del reactor (m^3)

De la ecuación 4.38, se puede observar que la carga hidráulica es igual al tiempo de retención hidráulico (TRH) del reactor, el cual es el tiempo que el agua residual permanece dentro del reactor para su tratamiento.

La carga hidráulica no debe pasar el valor de $5 \text{ m}^3/\text{m}^3\text{d}^{-1}$, lo que equivale a un TRH mínimo de 4.8 horas para el tratamiento de aguas residuales municipales.

Para temperaturas de entre 16 a 19 °C se recomienda un intervalo de TRH de entre 10 a 14 horas, con un TRH para caudal pico de entre 7 a 9 horas (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991).

Por otro lado, valores muy altos de carga hidráulica pueden ocasionar problemas operacionales como el arrastre de lodo biológico con el efluente y la

reducción del tiempo de residencia celular, lo que dificulta la estabilización de los sólidos suspendidos (Chernicharo, 1998).

4.6.2.3 Velocidad ascensional

Es la velocidad a la que sube el influente dentro del reactor y está dada por la ecuación 4.39 (Chernicharo, 1998):

$$V_{as} = \frac{Q}{A} \quad (4.39)$$

Donde:

Vas = Velocidad ascensional (m/h)

Q = Caudal (m³ /d)

A = Área en planta del reactor (m²)

Su papel es importante para la granulación ya que a velocidades ascensionales altas se puede presentar rompimiento de los gránulos; mientras que si la velocidad ascensional es muy baja la formación de gránulos será nula.

Como todo, existen límites para este parámetro ya que valores superiores a 1m/h pueden causar la desintegración de los gránulos y provocar la expulsión de lodo biológico fuera del reactor.

4.6.2.3 Tiempo de residencia celular

El tiempo de residencia celular es la relación entre el promedio de la biomasa activa y la biomasa que es desechada diariamente. Sus unidades son días.

De acuerdo con Reynolds y Richards (1996), matemáticamente se puede definir como:

$$\theta_c = \frac{VX}{Q_w X_1 + (Q - Q_w) X_e} \quad (4.40)$$

Donde:

V = Volumen del reactor (L)

X = Concentración de biomasa en el interior del reactor (mg/L SSV)

Q_w = Caudal de purga de lodos (L/d)

X_1 = Concentración de biomasa en el caudal de purga de lodos (mg/L SSV)

X_e = Concentración de biomasa en el efluente del reactor (mg/L SSV)

4.6.3 Diseño del reactor UASB

4.6.3.1 Consideraciones de diseño

- Asumir una concentración de SSV en el lecho del lodo de 25 a 35 kg/m³
- La pendiente del fondo y del separador trifásico debe ser de 45 a 60°
- El área de las aperturas para la colección del biogás no debe ser mayor a un 20% del área total
- La altura del separador debe ser de 1.5 a 2 m para una altura del reactor de 5 a 7 m
- La interfase líquido-sólido debe estar dentro del separador trifásico para controlar la formación de espuma y facilitar la separación del biogás
- Sobre las aperturas de biogás se deben instalar deflectores a una distancia de 10 a 20 cm para evitar que las burbujas de biogás entren al sedimentador
- Se debe instalar deflectores en los sistemas que recogen el efluente
- El diámetro de las tuberías de biogás debe ser suficiente como para permitir la fácil remoción de biogás, especialmente si ocurre la formación de espuma
- Si se forman grandes cantidades de espuma, se pueden instalar dispersores en la parte superior del reactor

4.6.3.2 Volumen del reactor UASB

De acuerdo con Von Sperlin, y Chernicharo (2005), cuando se tratan aguas residuales diluidas que tienen una concentración de DQO menor a 1000 mg/L, como es el caso de las aguas residuales municipales, el factor limitante es la velocidad ascensional. Por tanto se debe diseñar el reactor teniendo en cuenta una velocidad ascensional que permita que los lodos se mantengan dentro del

reactor, por lo tanto el área se definirá de la siguiente forma (Reynolds y Richards, 1996):

$$A = \frac{Q}{V_{as}} \quad (4.41)$$

Donde:

A = Área en planta del reactor (m²)

Q = Caudal de diseño (m³ /d)

Vas = Velocidad ascensional máxima (m/h)

Luego, se determina el volumen del reactor teniendo en cuenta el caudal de diseño y el TRH escogido, con la ecuación 4.42:

$$V = Q * TRH \quad (4.42)$$

Donde:

V = Volumen del reactor (m³)

Q = Caudal de diseño (m³ /d)

TRH = Tiempo de retención hidráulica (d)

Finalmente, la altura se determina utilizando el área y el volumen obtenidos de acuerdo a la ecuación 4.43:

$$H = \frac{V}{A} \quad (4.43)$$

Donde:

H = Altura del reactor (m)

V = Volumen del reactor (m³)

A = Área en planta del reactor (m²)

El volumen para recolección de biogás se debe añadir al volumen del reactor, por lo que se tendrá una altura adicional de 2.5 a 3 m.

Cuando se tratan aguas residuales concentradas el factor limitante en la carga orgánica volumétrica (Reynolds y Richards, 1996):

$$V = \frac{Q \cdot S}{COV} \quad (4.44)$$

Donde:

V = Volumen del reactor (m³)

Q = Caudal (m³ /d)

COV = Carga orgánica volumétrica (kg de DBO ó DQO / m³ - d)

S = Concentración de sustrato en el influente (mg/L de DBO ó DQO)

El volumen total del líquido del reactor debe también comprender la fracción de volumen ocupada por el lodo, incorporando un factor de efectividad (E) que va de 0.8 a 0.9.

$$V_T = \frac{V}{E} \quad (4.45)$$

CAPÍTULO 5

Metodología

5.1 CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO

**5.2 ARRANQUE Y ESTABILIZACIÓN DEL REACTOR UASB A ESCALA
LABORATORIO**

5.3 OPERACIÓN DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO

5.4 DISEÑO DEL REACTOR UASB A ESCALA REAL

5.1 CONSTRUCCIÓN DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO

El reactor UASB se construyó utilizando un tubo de PVC sanitario de 4 pulgadas de diámetro, de tal manera que su volumen aproximado fue de 6 litros (Figura 5.1). Como separador trifásico se utilizó un embudo invertido. Este reactor se instaló en el Laboratorio G112 del área de Química y Fisicoquímica Ambiental de la Unidad Azcapotzalco.



Figura 5.1 Reactor UASB

5.2 ARRANQUE Y ESTABILIZACIÓN DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO

El reactor UASB se inoculó con un volumen de lodo anaerobio equivalente a un tercio del volumen efectivo del reactor (2.1 litros), proveniente de una industria cervecera.

El reactor trató agua residual municipal que se genera en el campus de la UAM-A, la cual se obtuvo de la misma tubería que conduce las aguas residuales a la planta de tratamiento de aguas residuales ubicada en el campus. Posteriormente, el agua residual se almacenaba a temperatura ambiente en un bidón de 19 litros, desde donde era bombeada al reactor UASB utilizando una bomba peristáltica Cole Parmer, Modelo 7553-70.

El reactor UASB se operó a una temperatura ambiente promedio de 20°C, un TRH de 12 horas y no se realizó ninguna descarga voluntaria de lodos

durante todo el experimento, por lo que los únicos sólidos desechados del reactor eran aquellos presentes en el efluente del mismo.

Se permitió que el lodo biológico anaerobio del reactor se aclimatara al agua residual municipal del campus durante dos meses, hasta que el porcentaje de remoción de materia orgánica no presentó variaciones mayores al 5%. En ese momento se consideró estabilizado el reactor.

Durante esta etapa se dio seguimiento al reactor, realizando análisis físico-químicos en el influente y en el efluente del reactor de acuerdo a la tabla 5.1.

Tabla 5.1 Parámetros medidos, frecuencia de análisis, equipo y metodología empleada

Parámetro	Frecuencia de análisis	Equipo	Método
pH	Diaria	LabQuest Vernier	APHA (1998)
Oxígeno disuelto	Diaria	LabQuest Vernier	APHA (1998)
Potencial redox	Diaria	LabQuest Vernier	APHA (1998)
Temperatura	Diaria	LabQuest Vernier	APHA (1998)
Alcalinidad	Dos veces por semana	Titulación	APHA (1998)
DBO ₅ (Soluble)	Una vez por semana	Sensores y botellas VELP	APHA (1998)
DQO (Total y soluble)	Tres veces por semana	Digestor para tubos de DQO HANNA y Espectrómetro portátil HACH	APHA (1998)
Carbono orgánico Total	Tres veces por semana	Analizador de carbono Analitikjena, Multi NC 3000	APHA (1998)
ST, SS, SSV	Dos veces por semana	Mufla Thermolyne	APHA (1998)

Los equipos utilizados se muestran en la sección de anexos.

5.3 OPERACIÓN DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO

Una vez que el reactor se estabilizó, fue operado bajo cuatro diferentes tiempos de retención hidráulicos (4, 6, 8 y 12 horas) durante un mes cada uno. Se comenzó con el TRH de 12 horas y cada mes se disminuyó hasta llegar finalmente al TRH de 4 horas.

Para dar seguimiento al reactor, se realizaron los mismos análisis físico-químicos en el influente y en el efluente del reactor que en la etapa de arranque y estabilización, de acuerdo a la tabla 5.1.

Con los datos de concentración de DQO total, DQO soluble y de DBO soluble obtenidos en el influente y el efluente del reactor UASB durante la operación se calcularon la constante de reacción (k) y los coeficientes cinéticos de rendimiento (Y) y tasa de decaimiento endógeno (k_d) tal como se explicó en la sección 4.5.3.4.

Para calcular el tiempo de residencia celular del reactor UASB a escala laboratorio (θ_c), se utilizó la ecuación 4.36 presentada en la sección 4.5.3.5. En esta ecuación se consideró que la producción de SST por día ($X_{T,SST}$) era igual a la concentración de SST obtenida en el efluente del reactor, dado que no se realizó ninguna otra descarga de lodos durante todo el experimento. Se despejó θ_c de esta ecuación y con los valores de Y y K_d calculados y los datos de concentración de DQO total y soluble y de DBO soluble obtenidos en el influente y el efluente del reactor UASB se encontró el valor de θ_c para cada TRH.

5.4 DISEÑO DEL REACTOR UASB PARA EL POBLADO DE TLACHALOYA

Con el fin de conocer las características fisicoquímicas del agua residual a tratar en el reactor UASB a escala real, se realizó un muestreo en el mes de diciembre de 2014 en la tubería de alcantarillado que conduce las aguas residuales del poblado de Tlachaloya 1^{ra} sección a la Presa José Antonio Alzate, en donde son vertidas sin ningún tratamiento

En campo se analizaron los parámetros de pH, oxígeno disuelto, potencial redox y temperatura utilizando un medidor con electrodos específicos para

cada parámetro modelo LabQuest marca Vernier. La muestra de agua residual se preservó a 4 °C y se llevó inmediatamente al laboratorio para ser analizada.

Los parámetros de alcalinidad, DQO (Total y soluble), DBO₅ (Soluble) y ST, SS, SSV se determinaron siguiendo los métodos propuestos por el *Standard methods for water and wastewater examination* (APHA, 1998), utilizando los mismos equipos mostrados en la sección 5.2. El contenido de carbono orgánico total se determinó usando un analizador de carbono marca Analytik jena, modelo Multi NC 3000. La concentración de metales se determinó por espectrofotometría de absorción atómica utilizando un equipo marca Thermo Elemental, Modelo SOLAAR M6.

El TRH de operación para el reactor que se diseñó para el poblado de Tlachaloya se estableció al comparar los promedios de los porcentajes de remoción de materia orgánica (medida como DBO y como DQO) obtenidos para los cuatro tiempos de retención hidráulicos estudiados en el reactor UASB a escala laboratorio utilizando una prueba t de student para datos emparejados. Así, se determinó con cual TRH se obtuvo el mejor promedio de porcentaje de remoción de materia orgánica y se estableció si existían diferencias estadísticamente significativas con los demás porcentajes de remoción obtenidos con los otros TRH de operación.

Con el TRH seleccionado, se procedió a dimensionar el reactor UASB para el poblado de Tlachaloya. Dado que se debía realizar un diseño para aguas residuales municipales, las cuales se consideran diluidas, el área en planta, el volumen y la altura del reactor UASB se calcularon utilizando las ecuaciones 4.41, 4.42 y 4.43, respectivamente, y se siguió el procedimiento explicado en la sección 4.6.3.2. Se tuvieron en cuenta todas las consideraciones de diseño mencionadas en la sección 4.6.3.1.

Posteriormente, se procedió a calcular el tiempo de retención celular a partir de la ecuación 5.1, la cual se puede obtener a partir del balance de microorganismos (sección 4.5.3.3):

$$\mu = \frac{1}{\theta_c} + k_d \quad (5.1)$$

y de la ecuación de Monod (4.3), presentada en la sección (4.5.1)

$$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \quad (4.3)$$

Al reemplazar el valor de la tasa de crecimiento en la ecuación 5.1 y despejar para θ_c se obtuvo la ecuación 5.2 (Reynolds y Richards, 1996):

$$\theta_c = \left(\frac{\mu_{max} * S_e}{K_s + S_e} - k_d \right)^{-1} \quad (5.2)$$

Donde:

θ_c = Tiempo de residencia celular (d)

μ_{max} = Valor máximo de la constante de crecimiento (d^{-1})

S_e = Concentración de sustrato en el efluente (mg/L de DBO ó DQO)

K_s = Constante de velocidad media (mg/L de DBO ó DQO)

K_d : Tasa de decaimiento endógeno (d^{-1})

Se realizaron correcciones por temperatura a todos los coeficientes cinéticos. Los coeficientes cinéticos empleados fueron aquellos obtenidos a partir de los experimentos en el reactor UASB a escala laboratorio.

El θ_c de diseño se consideró como 1.5 veces el θ_c obtenido a partir de la ecuación 5.3 (Reynolds y Richards, 1996):

$$\theta_{c \text{ diseño}} = 1.5 \theta_c \quad (5.3)$$

También se calculó la cantidad de sólidos en el efluente del reactor UASB a partir de la ecuación 4.23 presentada en la sección 4.5.3.2 (Reynolds y Richards, 1996):

$$X = \frac{\theta_c}{\theta_i} \frac{Y(S_i - S_e)}{1 + k_d \theta_c} \quad (4.23)$$

X = Concentración de biomasa (mg/L SSV)

θ_c = Tiempo de residencia celular (d)

θ_i = Tiempo de residencia hidráulico (d)

Y = Rendimiento (mg SSV / mg DBO ó DQO removida)

S_i = Concentración de sustrato en el influente (mg/L de DBO ó DQO)

S_e = Concentración de sustrato en el efluente (mg/L de DBO ó DQO)

K_d : Tasa de decaimiento endógeno (d^{-1})

Se calculó la alcalinidad requerida para la operación del reactor teniendo en cuenta los datos de la tabla 4.2.

Se calculó la producción teórica de metano a partir de la relación obtenida en la sección 4.5.3.6, en la que se determinó que se producen 0.35 L CH_4 / g DQO removida, llevando a cabo las correcciones por temperatura apropiadas.

CAPÍTULO 6

Resultados

6.1 COMPORTAMIENTO DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO

**6.2 REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA EN EL REACTOR UASB A
ESCALA LABORATORIO**

**6.3 CÁLCULO DE LA CONSTANTE DE REACCIÓN Y COEFICIENTES
CINÉTICOS REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO**

6.4 DISEÑO DEL REACTOR UASB PARA EL POBLADO DE TLACHALOYA

6.1 COMPORTAMIENTO DEL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO

En la tabla 6.1 se muestran los resultados promedios obtenidos para los parámetros medidos, de acuerdo a la tabla 5.1, en el influente del reactor UASB; mientras que en la tabla 6.2 se muestran los resultados promedios obtenidos en el efluente del reactor.

Tabla 6.1 Resultados obtenidos en el influente del reactor UASB durante el experimento

Parámetro	Aclimatación	TRH (horas)			
		12	8	6	4
pH	8.6 ± 0.30	8.5 ± 0.33	9.17 ± 0.15	8.88 ± 0.35	8.97 ± 0.293
T (°C)	22 ± 0.87	21.1 ± 0.16	21.4 ± 0.58	20.21 ± 0.83	20.33 ± 0.96
Potencial Redox (mV)	-239.6	-237.62 ± 51.5	-224.8 ± 20.71	-207.33 ± 38.17	-227.61 ± 49.52
Oxígeno Disuelto (mg/L)	0.42 ± 0.25	0.15 ± 0.17	0.19 ± 0.15	0.26 ± 0.21	0.19 ± 0.21
Alcalinidad (mg/L CaCO ₃)	218.2 ± 29.5	217.06 ± 38.5	134.87 ± 30.9	102.23 ± 20.3	144.75 ± 24.5
DQO total (mg/L)	640 ± 195.6	639.53 ± 200.66	366.26 ± 112.32	268.55 ± 73.8	407 ± 123.7
DQO soluble (mg/L)	339 ± 117.45	338.7 ± 129.17	213.88 ± 58.22	147.70 ± 42.45	257.23 ± 67.38
DBO ₅ soluble (mg/L)	140.1 ± 6.01	207 ± 48.08	181.25 ± 76.72	209.5 ± 2.12	138 ± 14.14
Carbono total (mg/L)	326.9 ± 73.4	211.72 ± 43.39	138.86 ± 39.09	216.99 ± 77.8	167.06 ± 17.05
Carbono Orgánico (mg/L)	180 ± 63.2	58.9 ± 43.25	19.85 ± 9.7	59.37 ± 54.40	24.70 ± 16.15
Sólidos Totales (mg/L)	1066 ± 168.2	1065.83 ± 116.5	788.01 ± 339.5	922.7 ± 171.3	1084.01 ± 38.15
SS (mg/L)	696 ± 43.2	695.1 ± 288.43	573.34 ± 255.5	740 ± 113.4	806.67 ± 31.06
SSV(mg/L)	371 ± 165	370.6 ± 231.35	214.6 ± 85.4	182.67 ± 70.01	277.34 ± 14.04

Tabla 6.2 Resultados obtenidos en el efluente del reactor UASB durante el experimento

Parámetro	Aclimatación	TRH (horas)			
		12	8	6	4
pH	8.4 ± 0.18	8.034 ± 0.16	8.38 ± 0.25	8.20 ± 0.11	8.40 ± 0.22
T (°C)	22.3 ± 0.19	23.72 ± 0.17	24.53 ± 0.51	22.84 ± 0.99	22.05 ± 0.78
Potencial Redox (mV)	-283.16 ± 37.75	-262.26 ± 47.75	-243.78 ± 23.7	-236.98 ± 27.07	-243.51 ± 41.03
Oxígeno Disuelto (mg/L)	0.173 ± 0.12	0.173 ± 0.16	0.0625 ± 0.08	0.047 ± 0.061	0.017 ± 0.03
Alcalinidad (mg/L CaCO ₃)	238.4 ± 52.3	238.4 ± 56.71	156.25 ± 22.16	131.33 ± 19.7	145.88 ± 22.16
DQO total (mg/L)	239.5 ± 76.2	230.46 ± 95.96	144.92 ± 50.92	117.67 ± 37.2	115.22 ± 34.01
DQO soluble (mg/L)	144.72 ± 66.2	154.71 ± 59.04	91.19 ± 29.47	85.87 ± 24.7	82.09 ± 15.92
DBO ₅ soluble (mg/L)	95.5 ± 12.72	70.25 ± 4.59	77.75 ± 15.90	113.5 ± 2.12	78 ± 2.82
Carbono total (mg/L)	144.8 ± 43.10	154.50 ± 33.5	114.80 ± 31.5	154.89 ± 42.7	144.51 ± 18.73
Carbono Orgánico (mg/L)	12.72 ± 26.76	23.53 ± 16.02	5.91 ± 5.08	20.58 ± 16.52	5.79 ± 4.31
Sólidos Totales (mg/L)	768.6 ± 112.6	765.5 ± 198.06	629.34 ± 196.46	717.34 ± 95.44	824 ± 35.55
SS (mg/L)	608 ± 141.2	603.17 ± 165.25	458.67 ± 144.57	602.67 ± 60.17	656 ± 32
SSV(mg/L)	160 ± 25.7	162.31 ± 33.56	170.67 ± 60.04	114.67 ± 43.87	168 ± 10.58

De la tabla 6.1 y 6.2 se puede observar el comportamiento del reactor a lo largo del tiempo de operación:

pH: los valores promedio del influente variaron en el intervalo de 8.4 a 8.9, los cuales son valores altos para aguas municipales, hay que tener en cuenta que el agua de la PTAR de la UAM-A también trae desechos de los laboratorios de la universidad. Por otro lado, los valores promedio en efluente variaron de 8.0 a 8.4, lo que indica que el reactor no sufrió acidificación (reducción significativa del pH) lo cual hubiese afectado al inóculo.

Se observa que el pH al interior del reactor está cercano a la neutralidad. Por lo tanto se puede afirmar que el agua en el reactor no presenta cambios bruscos de pH debido a que las sustancias ácidas producidas en el metabolismo anaerobio son inmediatamente convertidas a otros productos por reacciones bioquímicas, lo que es signo de su buen funcionamiento, debido a que el pH está íntimamente relacionado con la concentración de Ácidos Grasos Volátiles (Batstone *et al* 2006). Con respecto a la literatura los valores de pH

recomendados para la operación de este tipo de sistemas, se encuentra en el intervalo de 7.0-8.0 (Von Sperlin, y Chernicharo, 2005).

Temperatura: De acuerdo a la tabla 6.2 la temperatura de operación del reactor osciló entre 22 °C y 24 °C. Se observa que la temperatura dentro del reactor es en promedio de 23 °C. Según Lettinga (1991), la temperatura óptima para la digestión anaerobia es de aproximadamente 37 °C; sin embargo el proceso ocurre de manera aceptable a temperaturas entre 15 °C– 25 °C; así, se puede concluir que el reactor se encuentra en buenas condiciones de funcionamiento, pues opero en el intervalo mesofílico.

Oxígeno disuelto: Los valores de oxígeno disuelto obtenidos en el influente y en el efluente del reactor UASB son mostrados las tablas 6.1 y 6.2; y se puede observar que las lecturas se encuentran entre 0.01 a 0.5 mg/l, lo que permite inferir que los procesos microbianos llevados a cabo dentro del reactor, se realizaron en condiciones anaerobias, lo cual es un requisito indispensable para la buena operación del mismo, pues el oxígeno puede actuar como un compuesto tóxico para el ecosistema microbiano presente (Pérez, 1998, Lehninger, A., 2004). Si se encontraran concentraciones de inclusive de sólo unos pocos mg/l de oxígeno, la eficiencia del proceso disminuiría enormemente, lo que traería como consecuencia una baja calidad en el efluente. Por lo que se puede afirmar que la concentración de Oxígeno Disuelto encontrada fue aceptable para que el proceso anaerobio funcionara de manera adecuada.

Potencial Redox: Como lo muestran las tablas 6.1 y 6.2, los valores del potencial Redox, determinados en el reactor se registraron entre -200 mV y -250mV. Al igual que en los parámetros revisados anteriormente, el Potencial Redox aporta información sobre las condiciones en las que se está llevando a cabo el proceso anaerobio; este parámetro en especial da la información cuantitativa referente al potencial reductor dentro del reactor. En la literatura mencionan que es importante que el potencial redox sea negativo esto asegura que en la fase de metanogénesis se lleven a cabo las reacciones necesarias, sin embargo no se encontró un valor en específico (Lin *et al*, 1989, Souza *et al*

2006). De acuerdo con M. Poli *et al* (2001), la metanogénesis ocurre cuando el potencial redox se encuentra por debajo de -170 mV, así el ambiente al interior del reactor UASB reactor fue adecuado para la producción de metano.

En otras palabras, dentro de las diversas reacciones llevadas a cabo en la digestión anaeróbica, se encuentran principalmente las de reducción, que dan como resultado que las largas cadenas de carbohidratos, lípidos y demás polímeros, así como los productos de cada una de las fases de la digestión anaerobia (ácidos grasos, azúcares, etc.) sean degradados a otros compuestos con menor peso molecular (Caldera Y. 2005, Caicedo F. J., 2006). Por lo que valores negativos de Potencial Redox indican que el proceso anaeróbico, se llevó a cabo en un ambiente reductor, el cual es propicio para la actividad metabólica de las bacterias involucradas en el proceso.

En la tabla 6.1 se observa que el influente del reactor presento valores promedio inferiores a del reactor (-230mV en promedio), y a medida que el periodo de tratamiento avanzó, los valores del Potencial disminuyeron (buen potencial reductor), lo que indico un adecuado funcionamiento dentro del Reactor.

Alcalinidad: Las lecturas de alcalinidad ayudan a conocer la capacidad de regulación del pH al interior del reactor, la cual es importante cuando se presentan concentraciones elevadas de AGV's dentro del sistema, debido a que las bacterias dentro del reactor están en continua actividad, los AGV's se producen continuamente. La alcalinidad es esencial para conocer el potencial neutralizante relacionado con los AGV's. (Sanhueza *et al* 1995, Saravanan V. y Sreekrishnan 2006)

Al comparar los valores de alcalinidad en el influente y el efluente del reactor, se observa que se produjo alcalinidad al interior del mismo debido al proceso de degradación anaerobia de las proteínas. Este hecho es un indicador de la estabilidad del proceso de digestión anaerobia, pues no se presentó consumo de alcalinidad en el mismo y, por lo tanto, no hubo acidificación en el reactor UASB.

DQO total: Los valores promedio en el influente y el efluente del reactor fueron de 450 mg/l y de 220 mg/L, respectivamente; sin embargo, se puede observar que durante el periodo de aclimatación los valores del influente fueron altos, lo cual ayudó a que la eficiencia en la remoción de este parámetro fuese alta. Según la literatura científica, menores valores de DQO en el influente reducen el crecimiento microbiano del sistema y por tanto el consumo de sustrato (Garrido 2014, De Carvalho K. 2006).

Cuando el reactor UASB fue operado bajo el TRH de 6 horas la carga influente aplicada fue menor, debido a que durante la UAM-A se encontraba en periodo vacacional.

DQO soluble: Al igual que la DQO total, los valores en el influente y en el efluente fueron mayores para el periodo de aclimatación que durante la operación con los diferentes TRH. La remoción de DQO soluble, en general estuvo por encima del 50%, indicador de una correcta operación del reactor. El dato de DQO soluble es importante pues nos dice la cantidad de alimento disponible para los microorganismos (Garrido 2014)

DBO₅ soluble: Los valores en influente del reactor tuvieron una alta variación, mientras que en el efluente presentaron poca variación; lo cual se puede traducir en que el reactor tuvo cierta capacidad de amortiguación de las variaciones de la carga de DBO influente. (Ghangrekar et al 1996)

Carbono Orgánico: Al comparar las tablas 6.1 y 6.2 se observa que aunque los valores en el influente del reactor no eran muy altos, existió una remoción importante de este parámetro en el reactor.

Carbono Total: La variación de los valores de CT en el influente va de la mano con la DQO pues para los TRH de 6 y 4 disminuyeron considerablemente con respecto a los datos correspondientes a la etapa de aclimatación; sin embargo es evidente que existe una reducción de más del 50%. Como ya se mencionó con anterioridad, los valores de CO son bajos en comparación con los valores de CI (Carbono Inorgánico) lo cual nos indica que el sistema no solo degrada CO si no también ayuda a disminuir el CI (Carbono Inorgánico) presente en el influente.

Sólidos Suspendidos Volátiles: En las tablas 6.1 y 6.2 se muestra que el valor de los SSV nunca fue mayor en el efluente que en el influente del reactor, lo cual es un indicativo de que ocurrió cierta remoción de este parámetro dentro del reactor así como la ausencia de lavado de lodos.

6.2 REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA EN EL REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO

En la figuras 6.1, 6.2 y 6.3 se presentan los porcentajes de remoción de DQO total, DQO soluble y DBO₅ soluble, respectivamente, obtenidos durante todo el experimento.

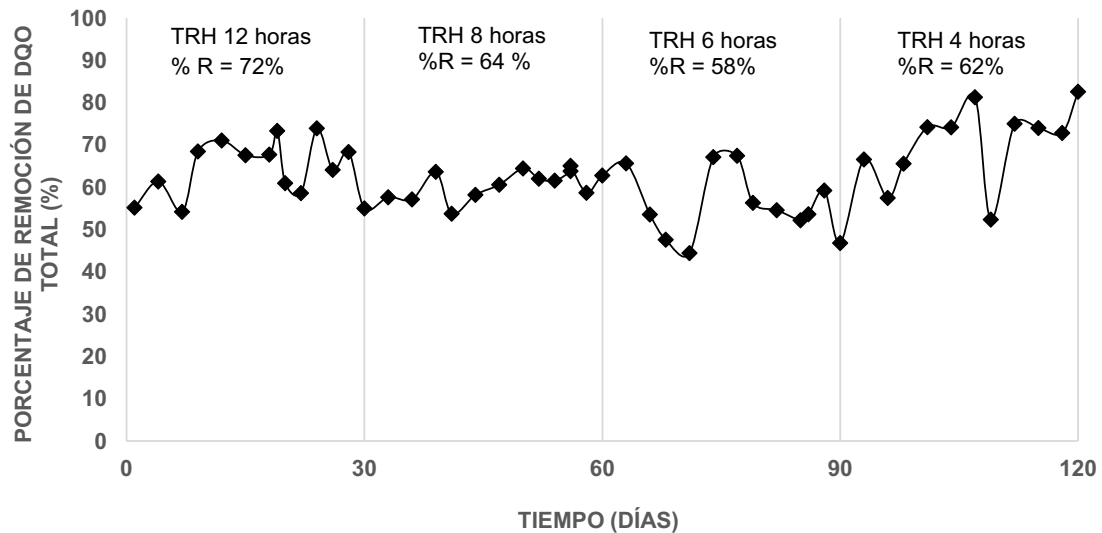


Figura 6.1 Porcentaje de remoción de DQO total

La remoción de materia orgánica se evaluó teniendo en cuenta los valores de DQO, obtenidos para el influente y el efluente del reactor (véase Figura 6.1). Este fue uno de los parámetros de mayor importancia, debido a que aportó información acerca de la eficiencia del sistema, así como de su funcionamiento, y si existía algún cambio o falla dentro del reactor; por medio de la fluctuación de las lecturas.

De igual forma, el monitoreo del porcentaje de remoción fue la base para conocer los cambios en el reactor, en cada TRH de operación. Como se puede observar en la figura 6.1, los valores más altos de remoción se obtuvieron

cuando el reactor UASB fue operado bajo el TRH de 12 horas. Así mismo, el comportamiento más estable, esto es con menores fluctuaciones, se encontró en los TRH de 12 y 8 horas. También se observó que el porcentaje de remoción disminuyó con la disminución del TRH.

Los porcentajes de remoción observados estuvieron en su mayoría por encima del 60%, lo cual según la literatura científica es un porcentaje aceptable para la operación de este tipo de reactor (Blummensaar *et al* 2000, Kalogo *et al* 2001).

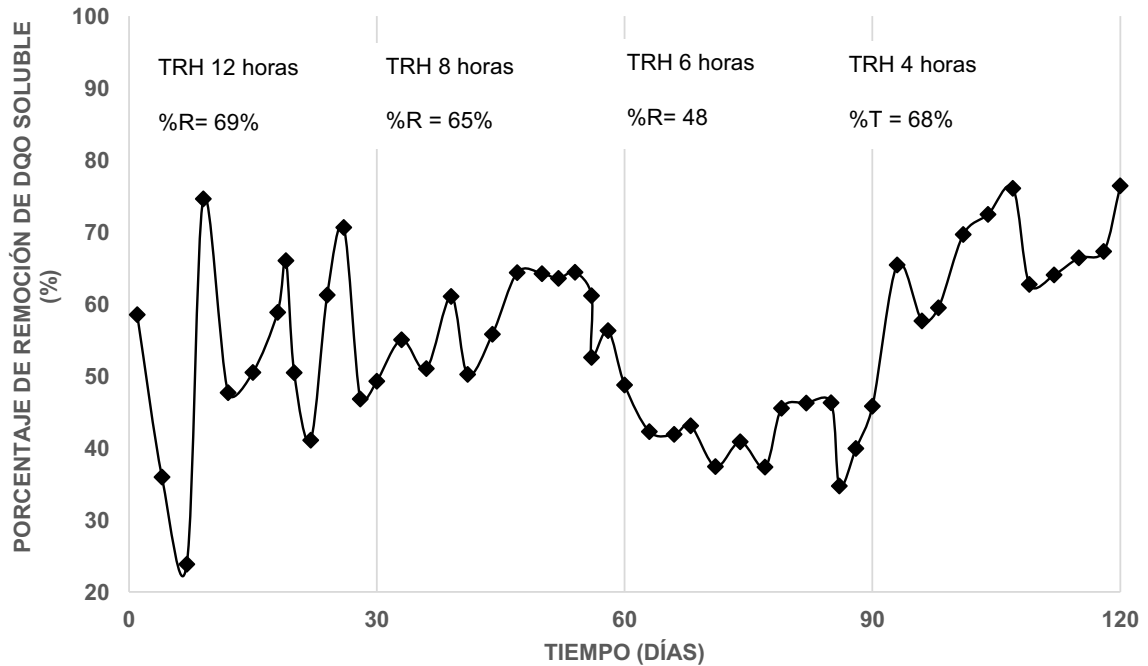


Figura 6.2 Porcentaje de remoción de DQO soluble

La remoción de DQO soluble tuvo un comportamiento similar al de DQO total; sin embargo, presenta mayores variaciones para el TRH de 12 horas, siendo más estable para el de 8. El comportamiento en TRH de 6 horas se debe a la carga orgánica manejada durante ese periodo de tiempo. Es interesante observar que el porcentaje de remoción aumentara para el TRH de 4 horas, debido probablemente a que en este periodo la temperatura ambiente y la concentración de materia orgánica del influente fueron estables y altos.

Si se compara la remoción de DQO soluble con DBO soluble (figura 6.2 y 6.3) es claro que la remoción de la DBO fue menor; sin embargo, también se

encontró que el porcentaje de remoción también fue mayor para el TRH de 12 horas.

La información ofrecida por estos tres parámetros permitió inferir que el mejor TRH de operación para las condiciones ambientales de este experimento fue el de 12 horas.

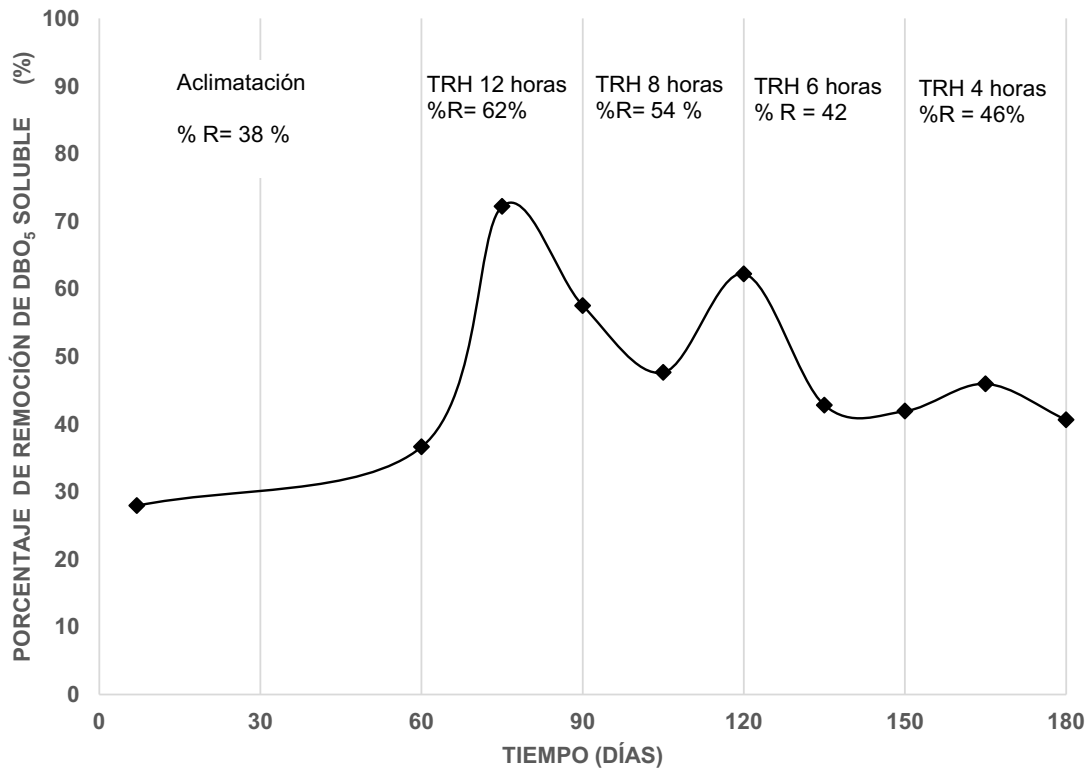


Figura 6.3 Porcentaje de remoción de DBO₅ soluble

6.3 CÁLCULO DE LA CONSTANTE DE REACCIÓN Y COEFICIENTES CINÉTICOS REACTOR UASB A ESCALA LABORATORIO

Tal como se explicó en la sección 4.5.3.4, para poder calcular la constante de reacción K , es necesario graficar S_t en el eje X y en el eje Y, con el fin de obtener una línea recta cuya pendiente será igual a K .

6.3.1 Cálculo de la constante de reacción (K) con base en la DBO5 soluble

Los datos empleados para realizar el cálculo de la constante K se presentan en la tabla 6.3

Tabla 6.3 Datos empleados para calcular la constante de reacción K con base en los resultados obtenidos para DBO₅ soluble

TRH (d)	$S_i - S_t$ (mg/L DBO ₅ soluble)	$\frac{S_i - S_t}{X\theta_i}$ (mg DBO ₅ / mg SSV - d)	S_t (mg/L DBO ₅ soluble)
0.17	78	0.00789	103.5
0.25	94.5	0.00664	90.0
0.33	103.5	0.00570	77.7
0.50	136.75	0.00526	70.2

En la figura 6.4 se muestra la línea obtenida a partir de los datos mostrados en la tabla 6.3.

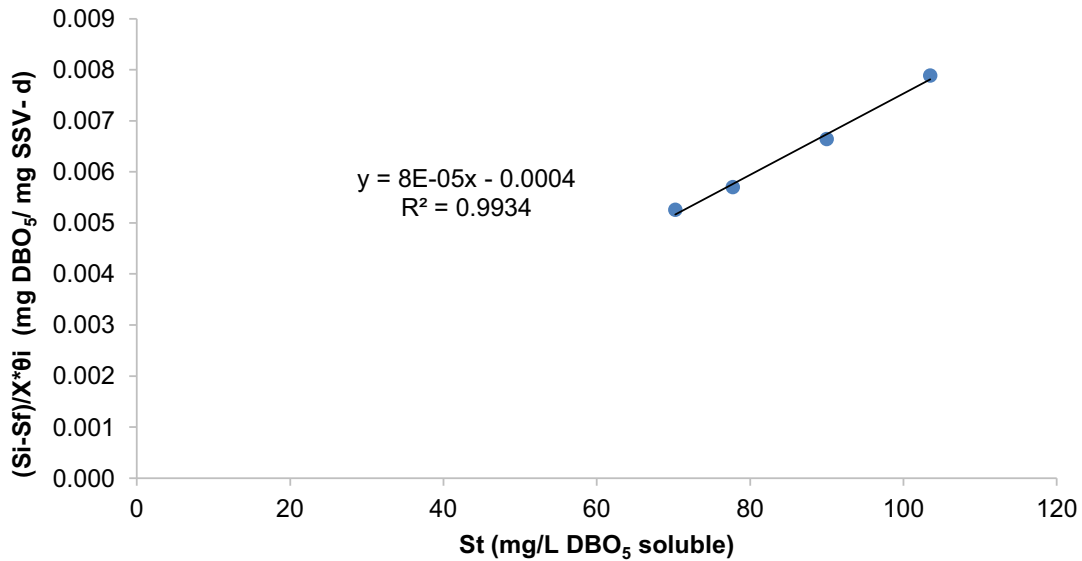


Figura 6.4 Ajuste lineal para obtener la constante de reacción (K) a partir de los datos de DBO₅ soluble

De acuerdo con la figura 6.4, el valor de K es igual a la pendiente, por lo tanto K es igual a 0.00008 L/mg SSVd⁻¹ o bien 0.008 L/ g SSV d⁻¹, en la literatura se encuentran valores que van de 0.0025 - 0.4 L/ g SSV d⁻¹ (Kalyuzhnyi S. 1997, Lin C 1989, Montalvo S. y Guerrero L. 2003, Pérez *et al* 2012,), el valor

encontrado en este trabajo es bajo lo que indica que hay un bajo consumo de substrato por parte de los microorganismos en términos de SSV.

6.3.2 Cálculo de la constante de reacción (K) con base en la DQO soluble

Los datos empleados para realizar el cálculo de la constante K se presentan en la tabla 6.4.

La concentración inicial de biomasa (X_i) dentro del reactor fue de 50.84 g/L de SSV, mientras que al final del experimento se encontró que la concentración de biomasa (X_f) fue de 60.56 g/L de SSV.

Tabla 6.4 Datos empleados para calcular la constante de reacción K con base en los resultados obtenidos para DQO soluble

TRH (d)	$S_i - S_t$ (mg/L DQO soluble)	$\frac{S_i - S_t}{X\theta_i}$ (mg DQO/ mg SSV - d)	S_t (mg/L DQO soluble)
0.17	91.8	0.00928	144.7
0.25	122.7	0.00862	105.2
0.33	155.1	0.00854	98.9
0.50	194.1	0.00746	82.1

En la figura 6.5 se muestra la línea obtenida a partir de los datos mostrados en la tabla 6.4.

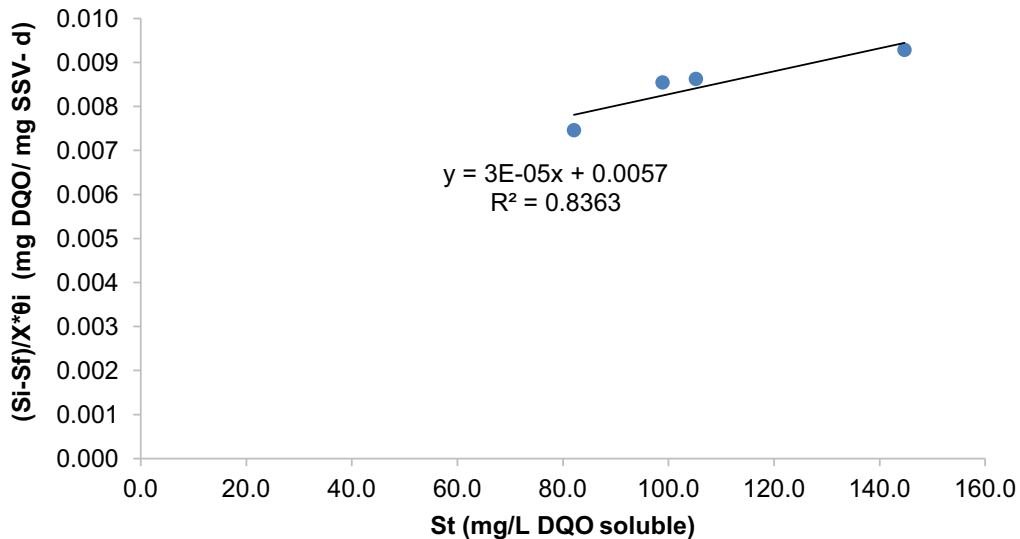


Figura 6.5 Ajuste lineal para obtener la constante de reacción (K) a partir de los datos de DQO soluble

De acuerdo con la figura 6.5, el valor de K es igual a la pendiente, por lo tanto K es igual a 0.00005 L/mg SSVd⁻¹ o bien 0.005 L/ g SSVd⁻¹, en la literatura se encuentran valores que van de 0.0025 -0.4 L/ g SSV d⁻¹. El valor encontrado en este trabajo es bajo en comparación con lo reportado en la literatura (Kalyuzhnyi S. 1997, Lin C 1989, Montalvo S. y Guerrero L. 2003, Pérez *et al* 2012), lo que indica que hay un bajo consumo de substrato por parte de los microorganismos en términos de SSV.

6.3.3 Cálculo del coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (K_d) con base en la DBO₅ soluble

Tal como se explicó en la sección 4.5.3.4, para calcular el coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (k_d) se debe graficar $\left(\frac{S_i - S_t}{X\theta_i}\right)$ en el eje X y $\left(\frac{\Delta X/\Delta t}{X}\right)$ en el eje Y, obteniendo así una línea recta cuya pendiente será Y (Rendimiento) y cuyo intercepto con el eje será igual a k_d (Tasa de decaimiento endógeno).

Los datos empleados para construir la figura se muestran en la tabla 6.5.

Tabla 6.5 Datos empleados para calcular coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (K_d) con base en la DBO₅ soluble

TRH (d)	S _i - S _t (mg/L DBO ₅ soluble)	S _t (mg/L DBO ₅ soluble)	$\frac{S_i - S_t}{X\theta_i}$ (mg DBO ₅ / mg SSV - d)	$(\Delta X/\Delta t)/ X$ (d ⁻¹)
0.17	78	103.5	0.00789	0.000137
0.25	94.5	90	0.00664	0.000103
0.33	103.5	77.75	0.00570	0.000049
0.50	136.75	70.25	0.00526	0.000026

En la figura 6.6 se muestra la línea obtenida a partir de los datos mostrados en la tabla 6.5.

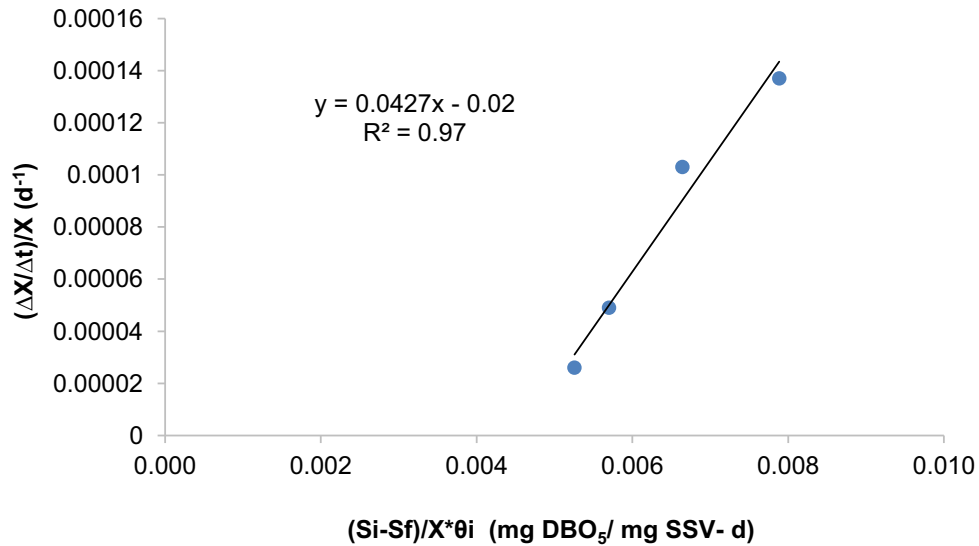


Figura 6.6 Ajuste lineal para obtener el coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (Kd) con base en la DBO₅ soluble

De acuerdo a la ecuación 4.31, la pendiente y el intercepto de la figura 6.6 corresponderán a el coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (Kd), así $Y = 0.0427 \text{ mg SSV/ mg DBO}_5$, mientras que $K_d = 0.02 \text{ d}^{-1}$

Debido a que la digestión anaerobia es un proceso de baja producción celular (Kalyuzhnyi S. 1997, Lin C 1989, Montalvo S. y Guerrero L. 2003, Pérez *et al* 2012), los valores de Y deberán ser pequeños, entre 0.02 - 0.1 mg SSV/ mg DBO₅. De manera similar, la tasa de decaimiento celular (Kd) debe ser pequeña. Según la literatura se han encontrado valores que van de 0.00174- 0.01 d^{-1} (Kalyuzhnyi S. 1997, Lin C 1989, Montalvo S. y Guerrero L. 2003, Pérez *et al* 2012).

6.3.4 Cálculo del coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (Kd) con base en la DQO soluble

Los datos empleados para calcular el coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (Kd) con base en la DQO soluble se muestran en la tabla 6.6.

Tabla 6.6 Datos empleados para calcular coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (Kd) con base en la DQO soluble

TRH (d)	$S_i - S_t$ (mg/L DQO soluble)	S_t (mg/L DQO soluble)	$\frac{S_i - S_t}{X\theta_i}$ (mg DQO/ mg SSV - d)	$(\Delta X/\Delta t)/X$ (d ⁻¹)
0.17	91.8	144.7	0.00928	0.000137
0.25	122.7	105.2	0.00862	0.000103
0.33	155.1	98.9	0.00854	0.000049
0.50	194.1	82.1	0.00746	0.000026

En la figura 6.7 se muestra la línea obtenida a partir de los datos mostrados en la tabla 6.6.

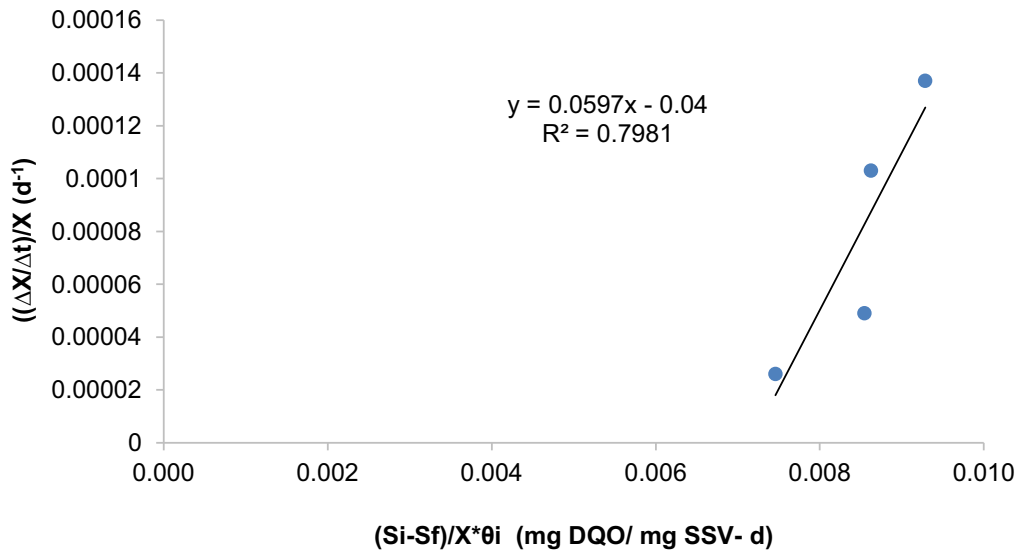


Figura 6.7 Ajuste lineal para obtener el coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (Kd) con base en la DQO soluble

De acuerdo a la ecuación 4.31, la pendiente y el intercepto de la figura 6.7 corresponderán a el coeficiente de rendimiento (Y) y la tasa de respiración endógena (Kd), así $Y = 0.0597$ mg SSV/ mg DQO, mientras que $K_d = 0.04 \text{ d}^{-1}$

Debido a que la digestión anaerobia es un proceso de baja producción celular, los valores de Y deberán ser pequeños que pueden ir de 0.02 - 0.1 mg SSV/ mg DQO.

De manera similar la tasa de muerte o pérdida celular (K_d) deben ser pequeños según la literatura se han encontrado valores en el intervalo de 0.00174 a 0.01 d⁻¹, un valor bajo de K_d .

6.3.5 Cálculo del tiempo de residencia celular (θ_c) en el reactor UASB a escala laboratorio

Para calcular el tiempo de residencia celular del reactor UASB a escala laboratorio (θ_c), se utilizó la ecuación 4.36 presentada en la sección 4.5.3.5:

$$X_{T,SST} = \frac{Y(S_i - S_f)}{(1 + k_d \theta_c) * 0.85} + \frac{f_d k_d Y(S_i - S_f) \theta_c}{(1 + k_d \theta_c) 0.85} + X_{inf}$$

En esta ecuación se consideró que la producción de SST por día ($X_{T,SST}$) era igual a la concentración de SST obtenida en el efluente del reactor, dado que no se realizó ninguna otra descarga de lodos durante todo el experimento. Se despejó θ_c de esta ecuación y con los valores de Y y K_d calculados a partir de la concentración de DBO₅ soluble, como se mostró en la sección 6.3.4 (0.0427 mg SSV / mg DBO₅, mientras que $K_d = 0.02$ d⁻¹), y los datos de concentración de DBO₅ soluble obtenidos en el influente y el efluente del reactor UASB se encontró el valor de θ_c para cada TRH. Los datos y los resultados de θ_c obtenidos se presentan en la tabla 6.7.

El θ_c promedio de operación obtenido para el reactor a escala del laboratorio fue de 49.5 días, con respecto a la literatura es bajo pues va de 30-165 días (Pérez *et al.* 2012, Pérez Y 2004, Saravanan V. 2006).

Tabla 6.7 Datos empleados para calcular el tiempo de residencia celular (θ_c) con base en las constantes obtenidas a partir de la DBO₅ soluble

TRH (d)	(Si - Sf) mg/L DBO ₅ soluble	SST en el efluente (mg/L)	SST no biodegradables en el efluente (mg/L)	θ_c (Días)
0.17	78.0	824.00	164.8	49.0
0.25	94.5	717.33	143.5	49.7
0.33	103.5	629.33	125.9	49.6
0.50	136.7	765.50	153.2	49.6

6.4 DISEÑO DEL REACTOR UASB A ESCALA REAL

6.4.1 Caracterización del agua residual del municipio de Tlachaloya

En la tabla 6.8 se presentan los resultados obtenidos en el muestreo en el mes de diciembre de 2014 en la tubería de alcantarillado que conduce las aguas residuales del poblado de Tlachaloya 1^{ra} sección a la Presa José Antonio Alzate, en donde son vertidas sin ningún tratamiento.

Tabla 6.8 Resultados del muestreo del mes de diciembre de 2014 en la tubería de alcantarillado que conduce las aguas residuales del poblado de Tlachaloya 1^{ra} sección a la Presa José Antonio Alzate

Parámetro	Resultado
pH	8.1
Temperatura (°C)	16.3
Alcalinidad (mg/L CaCO ₃)	350
Carbono Total (mg/L)	245.8
Carbono Orgánico (mg/L)	77.1
Carbono Inorgánico (mg/L)	168.7
DBO total (mg/L)	135
DBO soluble (mg/L)	100
DQO total (mg/L)	165
DQO soluble (mg/L)	82
Turbidez (NTU)	450-650
Ca (mg/L)	0.28
Fe (mg/L)	<LDM
K (mg/L)	0.56
Mn (mg/L)	0.18
Na (mg/L)	0.34

Sólidos Totales (mg/L)	390
Sólidos Suspendidos (mg/L)	188
Sólidos Volátiles (mg/L)	202
<LDM: Por debajo del límite de detección del método (mg/L)	

6.4.2 Parámetros de diseño del reactor UASB a escala real

- Lugar de instalación del reactor UASB = Poblado de Tlachaloya 1^{ra} sección.
- Temperatura promedio del agua residual en invierno = 13.7 °C (Plan de desarrollo de Toluca 2013-2015, 2013)
- Habitantes = 3460 personas (Plan de desarrollo de Toluca 2013-2015, 2013)
- Producción *per capita* de aguas residuales = 100 L/ hab – d, basado en clase socio-económica y temperatura (Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento de la CONAGUA, 2007)
- $Y = 0.0427 \text{ mg SSV} / \text{mg DBO}_5$ (Calculado en la sección 6.3.4)
- $K_d = 0.02 \text{ d}^{-1}$ (Calculado en la sección 6.3.4)
- $\mu_{\text{máx}} \text{ a } 13.7^\circ\text{C} = 0.1 \text{ d}^{-1}$ (Metcalf & Eddy, 2003)
- $K_s \text{ a } 13.7^\circ\text{C} = 1500 \text{ mg/L DBO}_5$ (Metcalf & Eddy, 2003)
- $f_d = 0.15 \text{ g SSV convertidos en detritus/ g SSV biomasa decaída}$ (Metcalf & Eddy, 2003)
- Factor de efectividad del volumen (E) = 85%
- Velocidad ascensional máxima (V_{as}) = 1 m/h (Metcalf & Eddy, 2003)
- Porcentaje de remoción de materia orgánica = 70%
- El biogás producido contiene un 25% de CO_2 y un 75% de CH_4

6.4.4 Elección del tiempo de residencia hidráulico para el diseño del reactor UASB a escala real

El TRH de operación para el reactor a escala real se estableció al comparar los promedios de los porcentajes de remoción de DQO obtenidos para los cuatro tiempos de retención hidráulicos estudiados en el reactor UASB a escala laboratorio utilizando una prueba t de student para datos emparejados. Los porcentajes de remoción de DQO total se muestran en la tabla 6.9.

Al observar los resultados de la tabla 6.9, resalta que el mayor porcentaje de remoción de DQO total ocurrió cuando el reactor UASB fue operado bajo el TRH de 12 horas; sin embargo, el porcentaje de remoción alcanzado al TRH de 8 y 6 horas es cercano. Por esta razón se llevó a cabo una prueba t para comprobar si las medias de estos eran significativamente diferentes. Los resultados se presentan en la tabla 6.10.

Tabla 6.9 Porcentajes de remoción de DQO total en el reactor a escala laboratorio

Muestra	Porcentaje de remoción de DQO total			
	TRH 4	TRH 6	TRH 8	TRH 12
1	65.64	55.18	57.63	66.56
2	53.55	61.35	57.12	57.46
3	47.59	54.18	63.64	65.56
4	44.43	68.45	53.73	74.19
5	67.12	71.05	58.19	74.16
6	67.43	67.56	60.58	81.27
7	56.30	67.70	64.43	52.35
8	54.57	73.31	62.01	75.00
9	52.19	60.95	61.56	74.00
10	53.61	58.61	63.80	72.82
11	59.22	73.92	65.05	82.57
Media	56.51	64.75	60.70	70.54
Desviación	7.67	7.03	3.61	9.31

Tabla 6.10 Resultados de la prueba t para medias de dos muestras emparejadas efectuada en los datos de porcentaje de remoción de DQO total obtenidos para los TRH de 6 y de 12 horas

	TRH 6	TRH 12
Media	64.751379	70.539838
Varianza	49.443178	86.601286
Observaciones	11	11
Coeficiente de correlación de Pearson	0.4114072	
Diferencia hipotética de las medias	0	
Grados de libertad	10	
Estadístico t	-2.117462	
P(T<=t) una cola	0.0246403	
Valor crítico de t (una cola)	1.8124611	
P(T<=t) dos colas	0.0492806	
Valor crítico de t (dos colas)	2.2281389	

Tabla 6.11 Resultados de la prueba t para medias de dos muestras emparejadas efectuada en los datos de porcentaje de remoción de DQO total obtenidos para los TRH de 8 y de 12 horas

	TRH 8	TRH 12
Media	60.703652	70.539838
Varianza	13.064737	86.601286
Observaciones	11	11
Coeficiente de correlación de Pearson	0.0264824	
Diferencia hipotética de las medias	0	
Grados de libertad	10	
Estadístico t	-3.297359	
P(T<=t) una cola	0.0040247	
Valor crítico de t (una cola)	1.8124611	
P(T<=t) dos colas	0.0080493	
Valor crítico de t (dos colas)	2.2281389	

Los resultados de la tabla 6.10 y 6.11 muestran que los porcentajes de remoción son significativamente diferentes dentro de un intervalo de confianza del 95% ($p < 0.05$) entre los TRH de 12, 8 y 6 horas, por lo tanto se escogió el TRH de 12 horas para el diseño del reactor UASB a escala real.

6.4.4 Memoria de cálculo para el diseño del reactor UASB a escala real

6.4.4.1 Dimensionamiento del reactor UASB a escala real

Caudal diseño (Q) = Producción *per capita* de aguas residuales * Habitantes

$$(Q) = 100 \text{ L/hab} - d * 3460 \text{ hab} = 346000 \text{ L/d} = 14.42 \text{ m}^3/\text{h}$$

De acuerdo con la ecuación 4.41, el área en planta del reactor UASB será:

$$A = \frac{Q}{V_{as}} = \frac{14.42 \text{ m}^3/\text{h}}{1 \text{ m/h}} = 14.42 \text{ m}^2$$

Si se considera que el reactor será circular, su diámetro será de 4.3 m.

Y de acuerdo a la ecuación 4.42, el volumen del líquido dentro del reactor será:

$$V = Q * TRH = 14.42 \text{ m}^3/\text{h} * 12 \text{ h} = 173.04 \text{ m}^3$$

El volumen total del reactor está dado por la ecuación 4.45:

$$V_T = \frac{V}{E} = \frac{173.04 m^3}{0.85} = 203.6 m^3$$

La altura del reactor está dada por la ecuación 4.43:

$$H = \frac{V_T}{A} = \frac{203.6 m^3}{14.42 m^2} = 14.0 m$$

El plano detallado del reactor UASB se presenta en el anexo de esta tesis.

6.4.4.2 Cálculo del tiempo de residencia celular del reactor UASB a escala real

El tiempo de retención calcular se calculó de acuerdo a la ecuación 5.2:

$$\theta_c = \left(\frac{\mu_{max} * S_e}{K_s + S_e} - k_d \right)^{-1}$$

De acuerdo con la tabla 6.8, la concentración influente de DBO₅ soluble es de 100 mg/L y en la sección 6.4.4 se demostró que con el reactor UASB se puede alcanzar una remoción del 70% de materia orgánica; así, la DBO₅ soluble en el efluente debe ser 30 mg/L, reemplazando estos valores en la ecuación 5.2, se tiene que:

$$\theta_c = \left(\frac{\mu_{max} * S_e}{K_s + S_e} - k_d \right)^{-1} = \left(\frac{0.1 d^{-1} * 30 \frac{mg}{L} DBO_5}{1500 \frac{mg}{L} DBO_5 + 30 \frac{mg}{L} DBO_5} - 0.02 d^{-1} \right)^{-1}$$

$$\theta_c = (0.0198 d^{-1})^{-1} = 50.5 \text{ días}$$

El tiempo de residencia celular está determinado por la ecuación 5.3, de la siguiente manera:

$$\theta_{c \text{ diseño}} = 1.5 \theta_c = 1.5 * 50.5 \text{ días} = 75.8 \text{ días}$$

6.4.4.3 Cálculo de la concentración de sólidos suspendidos en el efluente del reactor UASB a escala real

La producción de lodos en el reactor se calculó a partir de la ecuación 4.36 y suponiendo que el 20% de los SS del influente no son degradados al interior del reactor UASB.

$$X_{T,SST} = \frac{Y(S_i - S_f)}{(1 + \theta_c) * 0.85} + \frac{f_d k_d Y(S_i - S_f) \theta_c}{(1 + k_e \theta_c) 0.85} + X_{SS \text{ no biodegradables}}$$

$$\begin{aligned} X_{T,SST} &= \frac{0.0427 \text{ mg SSV} / \text{mg DBO}_5 (100 - 30) \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{DBO}_5}{(1 + 0.02 \text{ d}^{-1} * 75.8 \text{ d}) * 0.85} \\ &+ \frac{0.15 * 0.02 \text{ d}^{-1} * 0.0427 \text{ mg SSV} / \text{mg DBO}_5 (100 - 30) \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{DBO}_5}{(1 + 0.02 \text{ d}^{-1} * 75.8 \text{ d}) * 0.85} \\ &+ 78 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{SS} \\ X_{T,SST} &= 79.4 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{SS} \end{aligned}$$

6.4.4.4 Cálculo de la concentración promedio del lodo en el reactor UASB a escala real

Para calcular la concentración promedio del lodo en el lecho del reactor se utilizó la ecuación 4.40:

$$\theta_c = \frac{VX}{Q_w X_1 + (Q - Q_w) X_e}$$

Dado que en la operación de los reactores UASB no se acostumbra realizar ninguna purga de lodos, se considera que los únicos sólidos desechados son aquellos presentes en el efluente del reactor. Así, la concentración la concentración promedio del lodo en el lecho del reactor será:

$$X \approx \frac{Q X_e \theta_c}{V} = \frac{346 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 0.08 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \text{SS} * 75.8 \text{ d}}{173.04 \text{ m}^3} = 12.1 \text{ kg/m}^3$$

El valor obtenido está dentro del intervalo de concentración de sólidos recomendado para la operación de reactores UASB.

6.4.4.5 Cálculo de la producción teórica de metano en el reactor UASB a escala real

Cómo se indicó en la sección 4.5.3.6, para calcular la producción de teórica de metano es necesario realizar el siguiente balance de masas con respecto a la DBO:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO convertida} \\ \text{en metano} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO} \\ \text{que entra en el reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO} \\ \text{que sale del reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO que se utiliza para} \\ \text{síntesis en el reactor} \end{array} \right]$$

Por tanto es necesario calcular la cantidad de DBO que se utiliza para síntesis en el reactor, teniendo en cuenta el rendimiento (Y) calculado:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO que se utiliza para} \\ \text{síntesis en el reactor} \end{array} \right] = Y (S_i - S_f) 1.42 \frac{mg \text{ DBO}_5}{mg \text{ SSV}}$$

$$\left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO que se utiliza para} \\ \text{síntesis en el reactor} \end{array} \right] = 0.0427 \frac{mg \text{ SSV}}{mg \text{ DBO}_5} * (100 - 30) \frac{mg}{L} \text{ DBO}_5 * 1.42 \frac{mg \text{ DBO}_5}{mg \text{ SSV}} = 4.24 \frac{mg}{L} \text{ DBO}_5$$

Así, el balance de masas para DBO quedará:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{DBO convertida} \\ \text{en metano} \end{array} \right] = 100 \frac{mg}{L} \text{ DBO}_5 - 30 \frac{mg}{L} \text{ DBO}_5 - 4.24 \frac{mg}{L} \text{ DBO}_5 = 65.8 \frac{mg}{L} \text{ DBO}_5$$

También en la sección 4.5.3.6 se encontró que se producen 0.35 L CH₄ / g DQO ó DBO removida a condiciones estándar, por lo que es necesario hacer una conversión para saber que volumen de metano se produce a la temperatura de diseño:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Producción} \\ \text{de metano} \\ \text{a } 13.7^\circ\text{C} \end{array} \right] = 0.35 \frac{L \text{ CH}_4}{g \text{ DBO}} * \left(\frac{273.15 + 13.7}{273.15} \right) = 0.37 \frac{L \text{ CH}_4}{g \text{ DBO}}$$

Así, la producción teórica de metano será:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Producción} \\ \text{teórica} \\ \text{de metano} \\ \text{a } 13.7^\circ\text{C} \end{array} \right] = 0.37 \frac{L \text{ CH}_4}{g \text{ DBO}_5} * 65.8 \frac{mg}{L} \text{ DBO}_5 * \frac{1 g}{1000 mg} * 346 \frac{m^3}{d} = 8.3 \frac{m^3}{d} \text{ CH}_4$$

Si el metano representa el 75% del biogás entonces se producirán $11.1 \text{ m}^3/\text{d}$ de biogás.

6.4.4.5 Cálculo de los requerimientos de alcalinidad del reactor UASB a escala real

De acuerdo con la tabla 4.2, la alcalinidad estimada que se requiere para tener un 25% de CO_2 en el biogás es de 700 mg/L CaCO_3 . De acuerdo con la tabla 6.8, el influente del reactor sólo tiene 350 mg/L CaCO_3 , por lo que sería necesario adicionar otros 350 mg/L CaCO_3 .

Así será necesario adicionar $350 \text{ mg/L CaCO}_3 * 346 \text{ m}^3/\text{d} = 121.1 \text{ kg/d CaCO}_3$. Sin embargo, esta recomendación sólo debe atender en caso de acidificación del reactor, pues en este experimento se verificó que una concentración de 150 mg/L CaCO_3 fue suficiente para mantener regulado el pH dentro del reactor y evitar su acidificación.

CAPÍTULO 7

Conclusiones

7.1 CONCLUSIONES

7.1 CONCLUSIONES

En este proyecto se pudieron obtener las siguientes conclusiones:

1. El reactor UASB disminuyó en hasta un 70% la carga orgánica del agua residual municipal generada en el campus de la UAM-A. Además, la construcción y operación del reactor a escala laboratorio tuvo un bajo costo de inversión, pues se construyó con materiales disponibles localmente y sólo se requirió de energía para bombear el agua residual al reactor.
2. La carga orgánica a la entrada (influyente) está íntimamente ligada al porcentaje de remoción pues a mayores cargas mejor es la eficiencia del reactor, esto explica porque en el TRH se observan bajas eficiencias y comportamiento extraño pues en ese periodo la universidad se encontraba de vacaciones por lo tanto la carga orgánica era baja.
3. La caracterización del agua residual municipal producida en la población de Tlachaloya 1ra sección reveló que se trata de un agua residual de baja carga, como es de esperarse en el caso de las aguas residuales municipales. Además, todos los parámetros analizados estuvieron dentro del intervalo esperado para este tipo de aguas. Cabe destacar que en la composición del agua residual no se encontraron metales pesados que pudieran afectar el desempeño del reactor anaerobio.
4. Los valores de la constante de reacción (K), del rendimiento celular (Y) y de la tasa de decaimiento endógeno (k_d) se calcularon con los datos de DQO soluble y DBO_5 soluble en el influente y el efluente del reactor UASB. Los valores obtenidos en base a los datos de DQO soluble fueron de $K = 0.005 \text{ L / g SSV d}^{-1}$, $Y = 0.0597 \text{ mgSSV/mgDBO}_5$ y $k_d = 0.04 \text{ d}^{-1}$; mientras que los valores obtenidos en base a los datos de DBO_5 soluble fueron $K = 0.008 \text{ L / g SSV d}^{-1}$, $Y = 0.0427 \text{ mg SSV / mg } DBO_5$ y $k_d = 0.02 \text{ d}^{-1}$. Aunque los valores obtenidos en esta tesis son bajos, están dentro de los intervalos que se encuentran en la literatura para microorganismos anaerobios.

5. El Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) de operación para el reactor a escala real elegido fue de 12 horas; el cual se obtuvo después de comparar los promedios de los porcentajes de remoción DQO total obtenidos para los cuatro tiempos de retención hidráulicos estudiados en el reactor UASB a escala laboratorio utilizando una prueba t de student para datos emparejados.
6. El Tiempo de Retención Celular (TRC) a ser considerado en el diseño del reactor UASB fue de 75.8 días. Este TRC fue obtenido utilizando las constantes cinéticas calculadas con base en la DBO_5 soluble. Dicho TRC también está dentro del intervalo esperado para reactores anaerobios.
7. Las dimensiones obtenidas para el reactor UASB a escala real de forma circular fueron las siguientes: Volumen = 203.6 m^3 , Altura = 14.0 m, Diámetro = 4.3 m. Además, con las constantes cinéticas calculadas con base en la DBO_5 soluble y el TRC de diseño fue posible obtener los siguientes datos del reactor UASB a escala real: Concentración de SS en el efluente = 79.4 mg/L SSV, Concentración de biomasa en el lecho del lodo = 12.1 kg/m^3 SSV y Producción teórica de biogás = $11.1 \text{ m}^3/\text{d}$ con un contenido de metano del 75%.
8. La generación de natas y espumas se espera sea mínima al manejar un agua con concentración baja como es el caso del agua proveniente del poblado de Tlachaloya, sin embargo se colocaran deflectores al interior del reactor de (10cm c/u) a una distancia de 10cm, en la parte donde se soporta el separador trifásico.

CAPÍTULO 8

Referencias

8.1 REFERENCIAS

8.1 REFERENCIAS

Aiyuk S. y Verstraete W. (2004): Sedimentological evolution in an UASB treating SYNTHES, a new representative synthetic sewage, at low loading rates. *Bioresource Technology*, 93:269-278.

An Y.Y., Yang F.L., Buccioli B. y Wong F.S. (2009): Municipal wastewater treatment using a UASB coupled with cross-flow membrane filtration. *Journal of Environmental Engineering*, 135:86-91.

Andrews J. (1969): "A mathematical model for the continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrate". *Biotechnology and Bioengineering*, 10: 707-723.

APHA, AWWA, WEF. (1998): "Standard Methods for the examination of water". 20a ed. Ed. American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation. Washington D.C., 1:1325.

Barrios, A. (2007): Digestión anaerobia de lodos residuales en un reactor tipo lecho de lodos. Tesis licenciatura, Facultad de Química, UNAM, México.

Batstone D., Keller J. y Blackall L. (2004): "The influence of substrate kinetics on the microbial community structure in granular anaerobic biomass". *Water Research*, 38:1390-1404.

Batstone D., Keller J., Angelidaki I., Kalyuzhnyi S., Pavlostathis S., Rozzi A., Sanders W., Siegrist H. y Vavilin V. (2002): "The IWA Anaerobic Digestion Model No 1(ADM1)". *Water Science & Technology*, 45:65-73.

Batstone D., Picioreanu C. y Van Loosdrecht M. (2006): "Multidimensional modeling to investigate interspecies hydrogen transfer in anaerobic biofilms", *Water Research*, 40:3099-3108.

Benfield L. y Randall C. (1980): "Biological process design for wastewater treatment". Prentice-Hall., United States of America, 169.

Bhunja M. y Ghangrekar M. (2007): "Required minimum granule size in UASB reactor and characteristics variation with size". *Bioresource Technology*, 98: 994-999.

- Bhuptawat, H., Folkard, G.K. y Chaudhari, S., (2007): Innovative physico-chemical treatment of wastewater incorporating *Moringa oleifera* seed coagulant,.Journal of Hazardous Materials, 477-482.
- Blumensaat F. y Keller J. (2000): "Modelling of two-stage anaerobic digestion using the IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1)". Water Research, 3: 171-183.
- Buffiere P., Steyer J., Fonade C. y Moletta R. (1995): "Comprehensive modeling of methanogenic biofilms in fluidized-bed systems mass-transfer limitations and multisubstrate aspects". Biotechnology Bioengineering, 48: 725-736.
- Caicedo, F. J. (2006): Diseño, Construcción y Arranque de un Reactor UASB Piloto para el Tratamiento de Lixiviados. Manizales: Universidad Nacional de Colombia.
- Caldera, Y. (2005): Efecto de la carga orgánica en el funcionamiento de un reactor UASB durante el tratamiento de efluente cárnico. Revista técnica de la facultad de ingeniería universidad de Zulía, 28.
- Campos C. y Anderson G. (1992): "The effect of the liquid upflow velocity and the substrate concentration on the start up and steady-state periods of lab-scale UASB reactors". Water. Science Technology, 25, No. 7 41-50.
- Chaplin, M. (2006): Do we underestimate the importance of water in cell biology?, Nature Reviews Molecular Cell Biology, 861-866.
- Chernicharo, C.A.L. y Machado, R.M.G., (1998): Feasibility of the uasb/af system for domestic sewage treatment in developing countries. Water Science and Technology, 38; 325-332
- Chul B. (2005): Anaerobic treatment of domestic wastewater in a membrane-coupled expended granular sludge bed (EGSB) reactor under moderate to low temperature. Process Biochemistry, 40:1063-1070.
- Combs, J. (1992): Diccionario de Biotecnología, Ed. Reverté, 880.
- CONAGUA (2012): Situación actual y principales proyectos de infraestructura en México. Periodo 2007-2012. Recuperado de www.conagua.gob.mx. Consultado en 2015

Conil, P. (2013): La tecnología anaerobia U.A.S.B. en el tratamiento de las aguas residuales domesticas: 10 años de desarrollo y maduración en américa latina. Colombia.

De Carvalho K. (2006): "Reposta dinâmica de reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos e resultados experimentais". Tesis de doctorado. Universidades de São Paulo. Escuela ingeniería de São Carlo, 191.

Dionicio V., González O. y González S. (1997): "Comportamiento de constantes cinéticas durante la fermentación de agua residual". Instituto de Ingeniería, Universidad nacional Autónoma de México. Congreso Nacional de Ingeniería

Esparaza, H. (2011): Operación de un reactor UASB a cargas orgánicas volumetricas variables y bajas temperaturas. Tec y Biotec.Amb, 1-6.

FEA (2006): El agua en México: lo que todas y todos debemos saber. México Primera edición. Recuperado de www.eambiental.org. Consultado en 2015

Galli R. y McCarty PL, (1989): Biotransformation of 1,1,1-trichloroethane, trichloromethane and tetrachloromethane by a Clostridium sp. Appl Environ Microbiol, 55: 837-44

Garrido S. (2014) "Evaluación de la eficiencia de la planta de tratamiento de aguas residuales, localizada en Ixtapan de la Sal, Estado de México". XXVII Congreso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. [On-line]. Consulta mayo 22 de 2015. Disponible en: <http://www.cepis.org.pe/bvsaidis/aresidua/i-167.pdf>

Gene F. Parkin y William F. Owen (1986): Fundamentals of Anaerobic Digestion of Wastewater, Journal of Environmental Engineering, 112

Ghangrekar M. (2006): "Performance and Correlation of Sludge Age and Efficiency of UASB reactor during step increase in loading rates". Institution of Engineers (India), Journal of Environmental Engineering, 87:8-15.

Ghangrekar, M.M., Asolekar, S.R., Ranganathan, K.R. y Joshi, S.G., (1996): Experience with UASB reactor start-up under different operating conditions, Water Science and Technology, 34: 421-428.

- Halalsheh, M. (2008): Integrated anaerobic-aerobic treatment of concentrated sewage. Springer-Verlag , 177-186.
- Hickey, R.F., Wu, W.-M., Veiga, M.C. y Jones, R., (1991): Start-up, operation, monitoring and control of high-rate anaerobic treatment systems. *Water Science and Technology* 24: 207-255.
- Hulshoff Pol, L. W. (1991). The phenomenon of granulation of anaerobic sludge. Tesis Doctoral, Wageningen Agricultural University, Países Bajos, 110
- Hulshoff Pol, L.W., de Castro Lopes, S.I., Lettinga, G. y Lens, P.N.L., (2004): Anaerobic sludge granulation. *Water Research*, 38:1376-1389.
- IDAE (2007). Biomasa: Digestores anaerobios. España. Primera edición. Fondo editorial del Instituto para la Diversificación y ahorro de energía
- INEGI. Anuario de estadística por entidad federativa 2014. Recuperado de www.inegi.org.mx. Consultado en junio del 2015
- Iñiguez, C. (2011): Evaluación de un reactor de manto de lodo con flujo ascendente (UASB) con cambios de velocidad de alimentación. *Ingeniería, Investigación y Tecnología*, 1-15.
- James T. (1961): "Continuous culture of microorganisms". *Annual Review of Microbiology*, 15:27-46.
- Jewell W. J. (1987). Anaerobic sewage treatment. *Environmental Science and Technology*, 21:14-21.
- Kalogo, Y., M'Bassiguie´ Se´ka, A. y Verstraete, W., (2001): Enhancing the start-up of a UASB reactor treating domestic wastewater by adding a water extract of Moringa. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 55:644-651.
- Kalyuzhnyi S. (1997): "Batch anaerobic digestion of glucose and its mathematical modeling. Description, verification and application of model". *Bioresource Technology*, 59:249-258.
- Kalyuzhnyi S. y Davlyatshina M. (1997): "Batch anaerobic digestion of glucose and its mathematical modeling i Kinetic investigations". *Bioresource Technology*, 59: 73-80.

- Kleerebezem R. y Macarie H. (2003): Treating industrial wastewater, Anaerobic digestion comes of age, Chemical Engineering, www.che.com, consultado abril 2003
- Laubscher, A. C. J. (2001): Treatment of grain distillation wastewater in an upflow anaerobic sludge bed (UASB) system, Water SA, 27: 433-444.
- Lawrence A. y McCarty, P. (1967): "Kinetics of methane fermentation in anaerobic wastetreatment". Technical Report No. 75, Department of Civil Engineering, Stanford University, USA
- Lehninger, A. (2004): Principles of Biochemistry .W.H., Freeman& Co. 4th ed.2, 2: 10-92.
- Lettinga G. y Hulshoff L., (1986): "Advanced reactor design, operation an economy". Water Science Technology, 18:99-108.
- Lettinga, G., Hulshoff Pol, L.W., (1991): UASB-process design for various types of wastewaters. Water Science and Technology, 24:87-107.
- Lin C., Noike T., Furumai H. y Matsumoto J. (1989): "A kinetic study on the methanogenesis process anaerobic digestion". Water Science Technology, 21:175-186.
- López, J. (2011): Evaluación de la eficiencia de un reactor anaeróbico de flujo ascendente y manto de lodos UASB para el tratamiento de aguas residuales-escala laboratorio.
- López, M. E. (2007): Tratamiento biológico de aguas residuales aplicable a la industria avícola. Recuperado el 24 de Mayo de 2015, de <http://www.engormix.com/MA-avicultura/manejo/articulos/tratamiento-biologico-aguas-residuales-t1481/124-p0.htm>
- M. Polit, M. Estaben, y P. Labat, (2002): A fuzzy model for an anaerobic digester, comparison with experimental results. Engineering applications of artificial intelligence, 15:385-390.
- Martinez-Sibaja, A., Alvarado-Lassman, A., Astorga-Zaragoza, C.M., Adam-Medina, M. y Posada-Gómez, R. (2010): Interval observer for a continuous

UASB reactor, Publicado en la Memoria Técnica del 12th IWA World Congress of Anaerobic Digestion

Martinez-Sibaja, A., Posada-Gómez, R., Alvarado-Lassman, A., Adam-Medina, M. y Astorga-Zaragoza, C.M., (2008): Fuzzy gain scheduling of PI controller for an anaerobic digester, Research in Computing Science (ISSN: 1870-4069), 35: 199-208.

Menéndez, C. y Pérez Olmo, J. (2007): Proceso para el tratamiento biológico de aguas residuales industriales. 1ra ed. Félix Varela, Capítulo 8:255.

Mergaert K., Vanderhaegen B. y Verstraete W. (1992). Applicability and trends of anaerobic pre-treatment of municipal wastewater. Water Research, 26:1025-1033.

Metcalf y Eddy Inc. (2003): Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse. 4rd Ed., Mc Graw-Hill. USA.

Monod J. (1950): "La technique de cultura continue théorie et applications". Institut Pasteur., Service of Physicologie microbienne, 390-410.

Montalvo, S. y Guerrero, L. (2003): Tratamiento anaerobio de residuos. Universidad Técnica Federico Santa Maria, Valparaíso Chile., 413.

Montenegro C., Botelho B. y Ribeiro F. (2005): "Determination of kinetic parameters of a lab-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) removing organic loading from swine manure". Ciência e Agrotecnologia, 29:1045-1051

Mussati M., Aguirre y Scenna J. (1998): "Modeling of real biological reactors for the treatment of complex substrates", Dynamic simulation, Computers them. Engng, 22: 723-726.

Nothwehr, D. (2010): Water for Life. New Technology Review, 5-15.

Noyola A., Guyot J. y Monroy O. (1988): "Comparación experimental de dos tipos de reactores anaerobios avanzados". Revista Asociación de Ingenieros Sanitarios de Antioquia, 8:35-47.

- Noyola-Robles, A., Vega-González, E., Ramos-Hernández, J. Q. y Calderón-Mólgora, C. G. (2000): *Alternativas de Tratamiento de Aguas Residuales*. Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 3° Ed.
- Paula D. y Foresti E. (1992): "Kinetic studies on UASB reactor subjected to increasing COD concentration". *Water Science Technology*, Vol. 25, No. 7 103-111.
- Pérez J. (1998): *Diseño de un sistema UASB y lagunas de estabilización para tratar los desechos líquidos de una industria procesadora de camarones*. Tesis de Magíster en Ingeniería Ambiental. Universidad del Zulia. Facultad de Ingeniería. División de Postgrado, 1-180.
- Pérez J., Fernández N., Herrera M., Galindo A., Toncel E., Rojano R. y Daza, S. (1999): "Diseño de un sistema UASB y lagunas de estabilización para tratar los desechos líquidos de una industria procesadora de Camarones". *Revista Técnica Ing. Univ. Zulia*, 2:194 -204.
- Pérez Y. y Villegas O. (2004): "Diseño teórico de un reactor híbrido mediante sistemas no convencionales para el tratamiento de las aguas residuales". Tesis de grado. Instituto politécnico Nacional. Escuela superior de Ingeniería y Arquitectura, México, 132.
- Pette y Versprille, (1981). The effect of organic and hydraulic shock loads on the production of soluble microbial products in anaerobic digesters. *Water Environmental Research*, 76:2628-2636.
- Remalho R. J. (1991): *Tratamiento de Aguas Residuales*. De Reverte S. A.
- Reynolds, T. D., y P. A. Richards (1996): *Unit Operations and Processes in Environmental Engineering*. 2nd ed. Boston, MA: PWS Publishing Company.
- Rittmann B. (1982): "The effect of shear stress on biofilm loss rate". *Biotechnology and Bioengineering*, 24:501-506.
- Rittmann B. y McCarty P. (1980): "Evaluation of steady state biofilm kinetics 2". *Biotechnology and Bioengineering*, 22:2359-2373.

- Rittmann B., y McCarty P.L. (2001). *Environmental Biotechnology: Principles and applications*. McGraw Hill, New York.
- Sanhueza J. y León G. (1995): "Manual de Arranque, operación y mantenimiento de la planta de tratamiento de agua residual de la universidad nacional de Ingeniería". Programa Regional HPE/OPS/CEPIS de Mejoramiento de la Calidad del Agua para Consumo Humano. Lima, CEPIS/OPS, 76.
- Sanitaria y Ciencias Ambientales [On-line]. Consulta enero 20 de 2015. Disponible en: <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/mexico11/ar-38.pdf>.
- Saravanan V. y Sreekrishnan, T. (2006): "Modelling anaerobic biofilm reactors". *Review Journal of Environmental Management*, Vol. 81, No. 1 1-18.
- Sarria, V., Kenfack, S., Guillod, O. y Pulgarin, C., (2003). An innovative coupled solar-biological system at field pilot scale for the treatment of biorecalcitrant pollutants. *Journal of Photochemistry and Photobiology A: Chemistry* 159 (1), 89-99.
- Sludges. ASLE Manager of Journal (1986): Symposium on Waste Management Problems in Agro-Industries. México, October; 4-6
- Souza, C. L., Aquino S.F., Teixeira A.R. y Chernicharo C.A. (2006): Production and characterization of scum from UASB reactors treating typically domestic sewage.
- Speece R. (1993): "Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment". *Environmental Science Technology*, 17:416-427.
- Tiwari, M., Guha, S. y Harendranath, C., (2004): Enhanced granulation in UASB reactor treating low-strength wastewater by natural polymers. *Water Science and Technology*, 50: 235-240.
- Tiwari, M., Guha, S., Harendranath, C. y Tripathi, S., (2005): Enhanced granulation by natural ionic polymer additives in UASB reactor treating low-strength wastewater. *Water Research*, 39: 3801-3810.
- Torres P. y Foresti E., (2001): "Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors". *Water Science Technology*, 44: 247-253.

- Torres, P. (2012): Perspectiva del tratamiento anaerobio de aguas residuales domésticas en países en desarrollo. EIA, 115-129.
- Vieira S. y Souza M. (1986): "Development of technology for the use of the-UASB-reactor in domestic sewage treatment" Water. Science Technology, 18: 109-121
- Vlyssides Z.W., Wu Z.c., Yin X. y Tian L.M. (2008): Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor (MBR) under sub-critical flux operation: membrane foulant and gel layer characterization. Journal of Membrane Science, 325:238–244.
- Vlyssides, A., Barampouti, E.M. y Mai, S., (2008): Granulation mechanism of a UASB reactor supplemented with iron. Anaerobe, 14: 275-279.
- Von Sperlin, M. y de Lemos Chernicharo, C A. (2005): Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions. IWA, Londres, 1: 741-804.
- Wunsch B. Heine W. y Neis U. (2002): Combating bulking sludge with ultrasound. TU Hamburg-Harburg reports on sanitary engineering , 35; 201-212
- Yu, H.Q., Fang, H.H.P., Tay, J.H., (2001): Enhanced sludge granulation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors by aluminum chloride. Chemosphere, 44: 31-36
- Zayas, T., Romero, V., Meraz, M., y Salgado, L. (2006): Tratamiento de Agua Residual con Alta Carga Orgánica y Color Provenientes de Procesi de Vinaza. Iztapalapa, México.
- Zeeuw, G.R., de Been, P., (1984): The Biobed_ EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) system covers shortcomings of the upflow anaerobic sludge blanket reactor in the chemical industry. Water Science and Technology, 35:183-187.
- Zinatizadeh A., Mohamed A. Abdullah A., Mashitah M., Hasnain M. y Najafpour G. (2006): "Process modeling and analysis of palm oil mill effluent treatment in an up-flow anaerobic anaerobic sludge fixed film bioreactor using response surface methodology (RSM)". Water Research, 40:3193-3322

CAPÍTULO 9

ANEXOS

9.1 ANEXOS

Anexo 1. Equipo utilizado para determinación de parámetros



Analizador de COT



Equipo Vernier con electrodos específicos para pH, ORP, temperatura y OD



Digestor para tubos de DQO HANNA y Espectrómetro portátil HACH

Potenciómetro Metrohm



Botellas con sensores para DBO VelpScientifica



Incubadora para DBO VelpScientifica



Mufla Thermolyne

Anexo 2 Datos obtenidos del monitoreo de los parámetros en el influente y en el efluente del reactor a escala laboratorio

ANEXO 2.1 VALORES DE pH, TEMPERATURA, OD Y POTENCIAL RÉDOX MEDIDOS PARA TRH = 12 HORAS

Fecha	pH Influyente	pH efluente	Temp Influyente (°C)	Temp efluente (°C)	OD Influyente (mg/L)	OD efluente (mg/L)	P. Redox Influyente (mV)	P. Redox efluente (mV)
28/02/2014	8.24	7.78	21	23.1	0.9	0.8	-300.5	-301.5
03/03/2014	8.69	7.72	21.4	23.9	0.4	0.2	-284.1	-282.4
05/03/2014	8.87	7.8	22.2	23.8	0.3	0.2	-351.4	-355.6
06/03/2014	8.7	8.18	19.5	22.6	0.4	0.2	-255.2	-259.4
07/03/2014	8.79	8.3	21.3	22.6	0.4	0.3	-304.1	-308.2
03/10/2014	8.15	8.02	19.7	23.6	0.5	0.2	-221.2	-204.7
03/11/2014	8.87	8.03	22.6	22.7	0.5	0.3	-125.5	-163
03/12/2014	8.37	7.95	21.4	23.2	0.2	0.2	-134.5	-165.2
13/03/2014	8.9	8.03	19.9	22.2	0.29	0.2	-201.7	-327.3
14/03/2014	8.29	8.02	21.1	22.8	0.3	0.3	-258.4	-266.4
17/03/2014	8.1	7.97	18.8	23.5	0.7	0.2	-230.01	-286
18/03/2014	8.97	7.86	20.4	22.8	0.6	0.1	-280.4	-288.4
19/03/2014	9.38	8.17	20.8	23.5	0.5	0.1	-264.1	-265.3
20/03/2014	8.35	8.34	20.9	23.8	0.4	0.1	-250.7	-250.7
21/03/2014	8.25	8.13	20.3	24.8	0.4	0.1	-187.6	-233.7
25/03/2014	8.79	8.05	22.4	24.9	0.2	0.1	-242.7	-223.7
31/03/2014	8.31	8.26	20.31	24.7	0.2	0	-209.9	-244.3
01/04/2014	8.21	7.95	21.7	24.5	0.6	0	-220	-242.3
02/04/2014	8.25	7.94	21.7	24.2	0.5	0.1	-234.5	-338
03/04/2014	8.24	7.89	21.5	24.6	0.2	0	-211.1	-251.8
07/04/2014	8.36	8.15	22.7	25.4	0.4	0.1	-193.4	-261.5
09/04/2014	8.72	8.07	22.2	24.4	0.3	0.1	-244.6	-246.1
10/04/2014	8.6	8.19	21.7	24.1	0.3	0.1	-259.8	-266.6

Anexos

ANEXO 2.2 VALORES DE pH, TEMPERATURA, OD Y POTENCIAL RÉDOX MEDIDOS PARA TRH = 8 HORAS

Fecha	pH Influyente	pH efluente	Temp Influyente (°C)	Temp efluente (°C)	OD Influyente (mg/L)	OD efluente (mg/L)	P. Redox Influyente (mV)	P. Redox efluente (mV)
22/04/2014	9.24	7.69	20.9	24.5	0.1	0.1	-216.6	-208.7
23/04/2014	9.18	8.21	21.8	24.3	0.1	0.1	-231.2	-225.6
24/04/2014	9	8.77	22.1	24.2	0.1	0	-241.8	-243.3
25/04/2014	9.21	8.74	22	24.4	0.1	0.1	-232.5	-240.5
05/08/2014	9.43	8.72	21	24.6	0.09	0	-226.4	-242.2
05/09/2014	9.31	8.4	21.2	24.7	0.1	0.1	-215.6	-225.8
13/05/2014	9.21	8.3	22.3	24.9	0.2	0	-174.6	-205.2
15/05/2014	9.18	8.25	21.6	24.8	0.2	0	-189.5	-218.2
16/05/2014	9.2	8.2	21	24.4	0.1	0.1	-220.4	-237.6
19/05/2014	9.19	8.3	20.9	23.5	0.3	0.3	-227.8	-248.7
20/05/2014	9.11	8.72	21.3	23.7	0.1	0	-219.3	-252.9
21/05/2014	9.14	8.52	22.6	24.3	0.1	0	-196	-234.9
22/05/2014	9.1	8.6	21.9	24.7	0.3	0.2	-256.9	-279.8
26/05/2014	9.23	8.6	21.8	24.5	0.1	0	-245.8	-265.2
27/05/2014	9.39	8.52	21.6	24.6	0.2	0	-236.2	-249.5
28/05/2014	9.42	8.58	21.5	24.4	0.5	0.1	-223.9	-233.4
04/06/2014	9.37	8.52	21.3	24.4	0.3	0.1	-236.8	-249.7
05/06/2014	9.26	8.46	21	24.3	0.4	0.1	-241.9	-266.8
06/06/2014	9.1	8.34	20.6	24	0.7	0	-248.1	-278.6
10/06/2014	8.9	8.26	20.5	24.2	0.2	0.2	-250.2	-295.5
11/06/2014	9	8.25	21	24.6	0.1	0	-241.9	-274.6
12/06/2014	8.9	8.18	21.4	24.9	0.1	0	-218.5	-236.9
16/06/2014	8.9	8.03	22	25.6	0.1	0	-197.6	-210.9
17/06/2014	9	8.15	22.6	26	0.1	0	-205.6	-226.3

Anexos

ANEXO 2.3 VALORES DE pH, TEMPERATURA, OD Y POTENCIAL RÉDOX MEDIDOS PARA TRH = 6 HORAS

Fecha	pH Influyente	pH efluente	Temp Influyente (°C)	Temp efluente (°C)	OD Influyente (mg/L)	OD efluente (mg/L)	P. Redox Influyente (mV)	P. Redox efluente (mV)
19/06/2014	9.16	8.25	21	24.8	0.1	0	-201.6	-236.9
23/06/2014	9.21	8.2	20.5	24.6	0.1	0	-189.6	-235.7
24/06/2014	9.3	8.11	20.7	24.5	0.1	0	-178.8	-226.7
25/06/2014	9.1	8.22	20.7	24.1	0.1	0.1	-225.6	-247.1
26/06/2014	8.91	8.32	20.8	23.6	0.2	0	-237.9	-260.1
27/06/2014	8.88	8.24	20.4	22.7	0.6	0.1	-215.7	-226.4
30/06/2014	8.7	8.15	20.2	23	0.5	0.2	-235.6	-268.1
01/07/2014	8.8	8.1	19.1	21.6	0.6	0.1	-103.7	-178.4
02/07/2014	9.1	8.05	19.8	22.1	0.4	0	-220.6	-245.1
03/07/2014	9.05	8.15	19.6	22.2	0.6	0.1	-225.6	-238.3
07/07/2014	9.2	8.16	19.5	22.4	0.1	0.1	-227.8	-241.6
08/07/2014	8.9	8.23	19.1	22.6	0.1	0	-230.4	-246.8
09/07/2014	8.8	8.16	19.8	22.3	0.1	0	-234.7	-249.6
10/07/2014	8.5	8.17	19.1	22.1	0.1	0	-226.8	-238.6
11/07/2014	8.2	8.6	21.5	22	0.1	0	-265.2	-301.2
14/07/2014	7.99	8.15	21.8	22	0.1	0	-221.1	-249.1
15/07/2014	8.6	8.15	19.5	22.5	0.6	0.1	-189.6	-210.6
17/07/2014	9.1	8.2	21.2	23	0.4	0	-145.7	-195.7
18/07/2014	9.1	8.2	19.6	22	0.1	0.1	-163.2	-206.7

Anexos

ANEXO 2.4 VALORES DE pH, TEMPERATURA, OD Y POTENCIAL RÉDOX MEDIDOS PARA TRH = 4 HORAS

Fecha	pH Influyente	pH efluente	Temp Influyente (°C)	Temp efluente (°C)	OD Influyente (mg/L)	OD efluente (mg/L)	P. Redox Influyente (mV)	P. Redox efluente (mV)
10/09/2014	9.13	8.75	20.5	21.5	0.1	0	-107.6	-191.2
11/09/2014	9.1	8.94	21.6	21.6	0	0	-180	-199.6
12/09/2014	9.2	8.66	20.7	24.5	0.1	0	-178.8	-226.7
17/09/2014	9.4	8.42	21.2	24.1	0.1	0	-225.6	-247.1
18/09/2014	9.9	8.55	18.8	21.5	0.1	0	-142.9	-129.4
19/09/2014	8.88	8.24	20.4	22.7	0.1	0	-215.7	-226.4
23/09/2014	8.78	8.84	21.3	22.2	0.3	0.1	-233.6	-249.3
24/09/2014	9.1	8.05	19.8	22.1	0.4	0	-220.6	-245.1
25/09/2014	9.2	8.7	20.8	22.2	0.2	0.1	-258.6	-257.4
30/09/2014	9.2	8.16	19.5	22.4	0.1	0	-227.8	-241.6
01/10/2014	8.88	8.65	22	22.3	0.1	0	-217.5	-210.6
02/10/2014	8.8	8.16	19.8	22.3	0	0	-234.7	-249.6
03/10/2014	8.5	8.17	19.1	22.1	0.1	0	-226.8	-238.6
07/10/2014	9.13	8.45	21.8	22	0.1	0	-205.5	-195.9
08/10/2014	8.6	8.15	19.5	22.5	0.1	0	-189.6	-210.6
09/10/2014	8.54	8.61	21.5	22.6	0	0	-248.5	-253.6
10/10/2014	8.77	8.39	20.2	21.9	0.99	0	-206.7	-261.6
14/10/2014	8.66	8.45	21.6	22	0.5	0.1	-246.2	-273.1
15/10/2014	8.6	8.4	21.5	22.2	0.3	0	-251.6	-265.3
16/10/2014	8.76	8.48	21.6	22	0.1	0	-259.7	-244.2
20/10/2014	8.8	8.3	19.2	21.9	0.1	0	-241.5	-265.6
21/10/2014	9.11	8.36	19.2	21.3	0.1	0	-172.9	-211
27/10/2014	9.22	8.3	19.6	21.5	0.6	0.1	-365.9	-341.2
29/10/2014	8.9	8.28	20	21	0.1	0	-320.6	-336.5
30/10/2014	9.02	8.26	19.8	20.6	0.2	0.1	-258.5	-281.3
05/11/2014	9.1	8.2	19.6	21.5	0.1	0	-263.5	-275.1

ANEXO 2.5 VALORES DE DQO TOTAL Y SOLUBLE PARA TODOS LOS TRH ESTUDIADOS

TRH	DQO total influyente (mg/L)	DQO soluble influyente (mg/L)	DQO total efluente (mg/L)	DQO soluble efluente (mg/L)	Porcentaje remoción DQO total	Porcentaje remoción DQO soluble
12	883.5	407.5	396.0	169.0	55.2	58.5
12	830.5	436.5	321.0	279.5	61.3	36.0
12	998.5	352.0	457.5	268.0	54.2	23.9
12	849.5	711.0	268.0	180.5	68.5	74.6
12	765.0	390.0	221.5	204.0	71.0	47.7
12	599.5	249.5	194.5	123.5	67.6	50.5
12	562.0	364.5	181.5	150.0	67.7	58.8
12	534.0	288.5	142.5	98.0	73.3	66.0
12	440.5	213.0	172.0	105.5	61.0	50.5
12	287.5	174.0	119.0	102.5	58.6	41.1
12	510.0	302.0	133.0	117.0	73.9	61.3
12	525.0	335.5	188.5	98.5	64.1	70.6
12	707.0	274.5	224.0	146.0	68.3	46.8
12	461.0	244.5	207.5	124.0	55.0	49.3
8	459.0	238.0	194.5	107.0	57.6	55.0
8	618.0	337.0	265.0	165.0	57.1	51.0
8	341.0	217.0	124.0	84.5	63.6	61.1
8	375.0	217.0	173.5	108.0	53.7	50.2
8	387.5	219.5	162.0	97.0	58.2	55.8
8	446.5	261.0	176.0	93.0	60.6	64.4
8	433.0	279.5	154.0	100.0	64.4	64.2
8	229.0	134.5	87.0	49.0	62.0	63.6
8	218.5	133.5	84.0	47.5	61.6	64.4
8	384.0	224.0	139.0	87.0	63.8	61.2
8	360.5	183.5	126.0	87.0	65.0	52.6
8	227.5	154.5	94.0	67.5	58.7	56.3
8	282.0	181.5	105.0	93.0	62.8	48.8
6	308.5	162.0	106.0	93.5	65.6	42.3
6	324.0	157.5	150.5	91.5	53.5	41.9
6	332.0	210.0	174.0	119.5	47.6	43.1
6	314.0	179.0	174.5	112.0	44.4	37.4
6	334.5	137.0	110.0	81.0	67.1	40.9
6	328.5	132.5	107.0	83.0	67.4	37.4
6	230.0	123.0	100.5	67.0	56.3	45.5
6	213.5	120.0	97.0	64.5	54.6	46.3
6	137.0	81.0	65.5	43.5	52.2	46.3
6	131.5	83.5	61.0	54.5	53.6	34.7

6	295.5	184.0	120.5	110.5	59.2	39.9
6	273.5	203.0	145.5	110.0	46.8	45.8
4	326.0	217.0	109.0	75.0	66.6	65.4
4	362.0	235.0	154.0	99.5	57.5	57.7
4	347.0	213.5	119.5	86.5	65.6	59.5
4	635.5	344.5	164.0	104.5	74.2	69.7
4	607.5	354.0	157.0	97.5	74.2	72.5
4	496.5	336.5	93.0	80.5	81.3	76.1
4	277.0	161.0	132.0	60.0	52.3	62.7
4	256.0	165.5	64.0	59.5	75.0	64.0
4	386.5	272.5	100.5	91.5	74.0	66.4
4	390.0	258.5	106.0	84.5	72.8	67.3
4	393.0	271.5	68.5	64.0	82.6	76.4

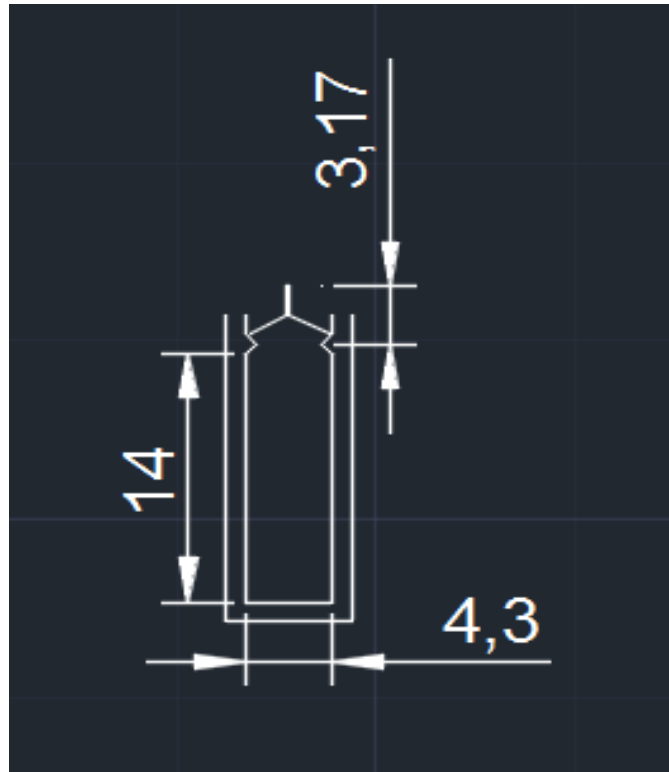
ANEXO 2.6 VALORES DE DBO₅ SOLUBLE PARA TODOS LOS TRH ESTUDIADOS

TRH (h)	DBO ₅ soluble Influyente (mg/L)	DBO ₅ soluble Efluente (mg/L)
Aclimatación	145.0	104.5
Aclimatación	136.5	86.5
12	241.0	67.0
12	173.0	73.5
8	127.0	66.5
8	235.5	89.0
6	211.0	112.0
6	208.0	115.0
4	148.0	80.0
4	128.0	76.0

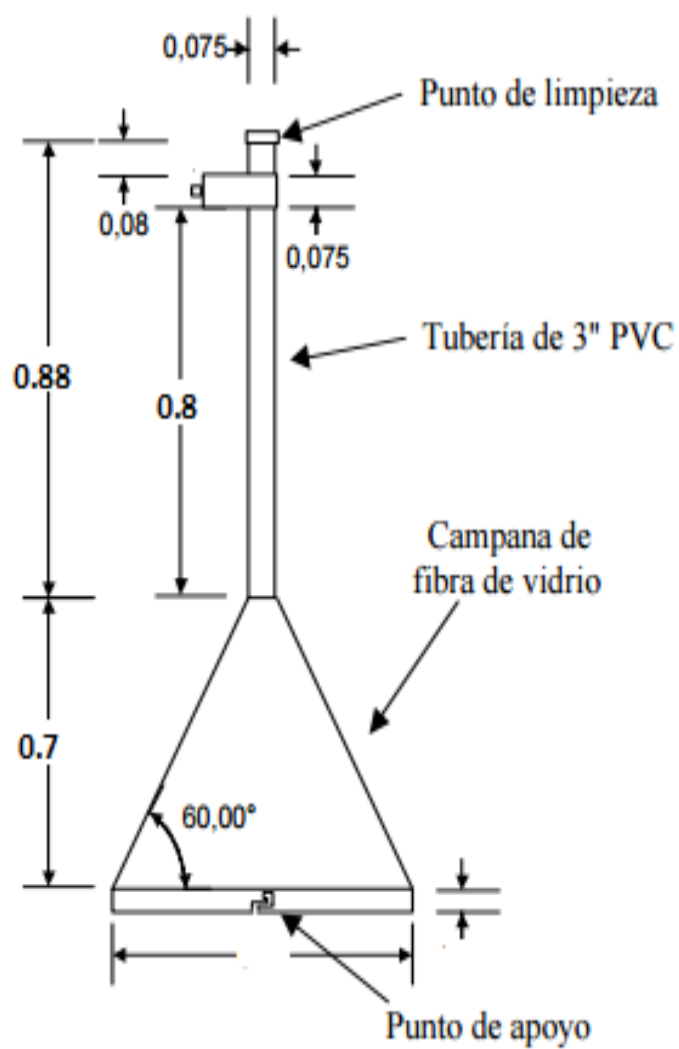
ANEXO 2.7 VALORES DE SST, SSV Y SSF PARA TODOS LOS TRH ESTUDIADOS

TRH	INFLUENTE			EFLUENTE		
	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	SSF (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	SSF (mg/L)
12	990	205	785	537.5	125	412.5
12	1007.5	635	372.5	895	190	705
12	1200	272	928	864	172	692
8	1180	312	868	856	232	624
8	596	152	444	508	112	396
8	588	180	408	524	168	356
6	836	184	652	688	80	608
6	812	112	700	640	100	540
6	1120	252	868	824	164	660
4	1080	264	816	864	176	688
4	1124	292	832	796	172	624
4	1048	276	772	812	156	656

ANEXO 3. REACTOR UASB



ANEXO 4: SEPARADOR TRIFASICO



Medidas en metros